



**TUGAS AKHIR TK 145501**

## **PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DAN UDARA DENGAN PROSES OKSIDASI**

Sonya Hidayati Setiyono  
NRP. 2314 030 010

Bunga Citra Diorana  
NRP. 2314 030 050

Dosen Pembimbing  
**Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P.,M.Pd**

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2017**



**FINAL PROJECT TK 145501**

## **BENZOIC ACID PLANT FROM TOLUENE AND AIR WITH OXIDATION METHOD**

Sonya Hidayati Setiyono  
NRP. 2314 030 010

Bunga Citra Diorana  
NRP. 2314 030 050

Supervisor  
**Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P.,M.Pd**

**DIPLOMA STUDY PROGRAM OF CHEMICAL ENGINEERING  
DEPARTEMENT OF CHEMICAL INDUSTRY ENGINEERING  
Faculty Of Vocational  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya  
2017**

## LEMBAR PENGESAHAN

### LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL : PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DAN UDARA DENGAN PROSES OKSIDASI

#### TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Ahli Madya  
pada  
Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh

Sonya Hidayati Setyono  
Bunga Citra Diorana

(NRP 2314 030 010)

(NRP 2314 030 050)

disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

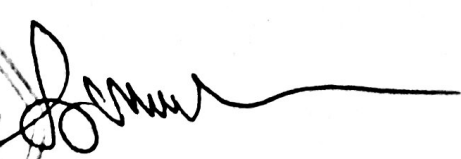
Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.  
NIP. 19510729 198603 2 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.  
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 24 Juli 2017

## LEMBAR REVISI

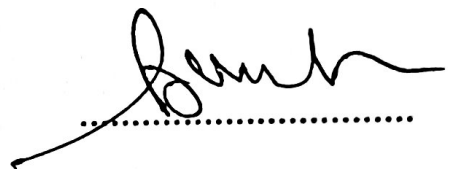
Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir  
pada tanggal 10 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul  
“Pabrik Asam Benzoat dari Toluena dan Udara dengan  
Proses Oksidasi”, yang disusun oleh :

**Sonya Hidayati Setiyono**  
**Bunga Citra Diorana**

**(NRP 2314 030 010)**  
**(NRP 2314 030 050)**

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Ir. Agung Subyakto, M.S



2. Ir. Agus Surono. M.T



Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd



**SURABAYA, 21 JULI 2017**

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillah segala puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT yang menguasai alam semesta ini, sholawat serta salam kebaikan tak lupa selalu kami haturkan kepada junjungan kami Rosululloh Muhammad SAW. Tiada pertolongan kecuali atas limpahan rahmat dan nikmat Allah SWT, sehingga penulis dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul “Pabrik Asam Benzoat dari Toluena dan Udara dengan Proses Oksidasi” Tugas Akhir disusun sebagai salah satu persyaratan kelulusan pada Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam penyusunan Tugas Akhir ini penulis banyak mendapat saran, dorongan, bimbingan sehingga penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu dengan segala hormat dan kerendahan hati perkenankanlah penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan pertolongan-NYA
2. Orang tua dan keluarga yang senantiasa mencurahkan dukungan dan doanya dalam setiap langkah kami serta jasa-jasa lain yang terlalu sulit untuk diungkapkan.
3. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
4. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si., MT. selaku Koordinator Pelaksanaan Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
5. Ibu Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
6. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. dan Bapak Ir. Agus Surono, M.T. selaku Dosen Penguji Tugas Akhir Departemen Teknik

Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

7. Bapak Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA dan Bapak Ir. Agung Subyakto, MS selaku Dosen Wali
8. Segenap Dosen, staf dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
9. Seluruh teman-teman angkatan 2014 (NITRO'14) Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS yang telah memberikan motivasi dan semangat.
10. Aqfha Hardhian S.F yang telah senantiasa menemani dan menyemangati penulis dalam menyelesaikan laporan tugas akhir ini.
11. Mahendra Aditya yang telah senantiasa menemani dan membantu penulis dalam menyelesaikan laporan tugas akhir ini
12. Dan semua pihak yang telah membantu penyusun hingga terselesainya laporan Tugas Akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu-persatu.

Dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan yang dibuat baik sengaja maupun tidak sengaja dikarenakan keterbatasan ilmu pengetahuan dan wawasan serta pengalaman yang penulis miliki. Untuk itu penulis memohon maaf atas segala kekurangan tersebut, serta penulis mengharapkan saran dan kritik untuk perbaikan di masa mendatang. Akhir kata semoga dapat bermanfaat bagi penulis sendiri, pembaca dan masyarakat luas. Amin

Surabaya, 3 Juli 2017

Penulis

## **PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DAN UDARA DENGAN PROSES OKSIDASI**

**Nama Mahasiswa** : Sonya Hidayati. S (2314 030 010)  
: Bunga Citra. D (2314 030 050)  
**Departemen** : Teknik Kimia Industri FV-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P, M.Pd.

### **ABSTRAK**

*Toluena dan udara merupakan bahan kimia dasar yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam benzoat. Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses oksidasi toluena. Pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 60000 kg/hari akan didirikan di Cilacap, Jawa Tengah, pada tahun 2022 dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk. Proses pembuatan asam benzoat meliputi 4 tahap. Tahap pretreatment digunakan untuk menaikkan tekanan dan memanaskan toluena dan udara. Tahap oksidasi adalah tahap mengkonversi toluena yang di bantu dengan katalis cobalt naphthenate menjadi asam benzoat. Tahap pemisahan sebagian besar toluena dan asam benzoat, produk atas dari pemisahan adalah sebagian besar toluena yang kemudian di tampung di dalam holding tank toluena, sedangkan produk bawah merupakan campuran sebagian kecil toluena dan asam benzoat. Tahap pemurnian digunakan untuk mengkristalkan asam benzoat, yang kemudian kristal asam benzoat dikeringkan hingga mencapai kemurnian 99,9%. Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. Toluena yang dibutuhkan sebesar 67340,73 kg/hari dengan bahan baku pendukung yaitu udara dan cobalt naphthenate sebagai katalisator. Kebutuhan utilitasnya adalah air sanitasi, air pendingin, dan air boiler dengan jumlah sebesar 863,04 m<sup>3</sup>/hari.*

**Kata kunci** : asam benzoat, oksidasi, cobalt naphthenate

## **BENZOIC ACID PLANT FROM TOLUENE AND AIR WITH OXIDATION METHOD**

**Student Name** : Sonya Hidayati. S (2314 030 010)  
: Bunga Citra. D (2314 030 050)  
**Department** : Chemical Industry Engineering FV-  
ITS  
**Supervisor** : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P, M.Pd.

### ***ABSTRACT***

*Toluene and air are basic chemicals that can be used as raw material of benzoic acid. The production process was conducted using toluene oxidation process. Benzoic acid plant with capacity of 60000 kg/day will be set up in Cilacap, Central Java, in 2022 by considering the accessibility of raw materials and product distribution. Benzoic acid production process divided into 4 section. Pretreatment section is used to increase toluene and air pressure and temperature. Oxidation process is used to convert toluene into benzoic acid with air and cobalt naphthenate catalyst. Separation of toluene from benzoic acid, top product from this separation is toluene and the bottom product is a mixture of partially toluene and benzoic acid. And then, the purification section is used to crystallized benzoic acid from toluene which then benzoic acid crystals was dried until the purity reach 99,9%. The factory is planned to operate continuously for 300 days/year on the basis of 24 hours/day. Toluene is needed for 67340,73 kg/day with raw material support, namely air and cobalt naphthenate as a catalyst. The utility needs are sanitation water, cooling water and boiler water in the amount of 863,04m<sup>3</sup>/hari.*

**Key word** : benzoic acid, oxidation, cobalt naphthenate



## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
LEMBAR REVISI .....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
ABSTRAK.....	vi
ABSTRACT.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR .....	x
DAFTAR TABEL .....	xi
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
I.1 Latar Belakang .....	I-1
I.2 Dasar Teori.....	I-4
I.3 Kegunaan .....	I-4
I.4 Sifat Fisika dan Kimia.....	I-4
<b>BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES</b>	
II.1 Macam Proses .....	II-1
II.1 Uraian Proses Terpilih .....	II-3
<b>BAB III NERACA MASSA.....</b>	<b>III-1</b>
<b>BAB IV NERACA PANAS .....</b>	<b>IV-1</b>
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT .....</b>	<b>V-1</b>
<b>BAB VI UTILITAS</b>	
VI.1 Utilitas Secara Umum .....	VI-1
VI.2 Utilitas di Pabrik Asam Benzoat .....	VI-2
<b>BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA</b>	
VII.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja .....	VII-1
VII.2 K3 di Pabrik Asam Benzoat .....	VII-3
<b>BAB VIII INSTRUMENTASI</b>	
VIII.1 Instrumentasi Secara Umum Dalam Industri ....	VIII-1
VIII.2 Sistem Instrumentasi Dalam Pabrik Asam Benzoat.....	VIII-2
<b>BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA.....</b>	<b>IX-1</b>
<b>BAB X KESIMPULAN .....</b>	<b>X-1</b>
<b>DAFTAR NOTASI .....</b>	<b>xiii</b>

DAFTAR PUSTAKA .....	xv
----------------------	----

LAMPIRAN:

1. Appendiks A – Perhitungan Neraca Massa
2. Appendiks B – Perhitungan Neraca Energi
3. Appendiks C – Perhitungan Spesifikasi Alat
4. *Flowsheet*

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b> Impor Asam Benzoat di Indonesia .....	I-2
<b>Gambar 1.2</b> Lokasi Pabrik .....	I-3
<b>Gambar 1.3</b> Reaksi Oksidasi Toluena .....	I-5
<b>Gambar 1I.1</b> Proses Hidrolisis Benzotriklorida .....	II-1
<b>Gambar 1I.2</b> Proses Oksidasi Toluena.....	II-2
<b>Gambar 1I.3</b> Proses Dekarboksila <i>Phthalic Anhydride</i> .....	II-3

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b> Data Impor Asam Benzoat di Indonesia .....	I-2
<b>Tabel 1.2</b> Sifat Fisik Toluena.....	I-5
<b>Tabel 1.3</b> Sifat Fisik <i>Cobalt Naphthenate</i> .....	I-5
<b>Tabel 1.4</b> Sifat Fisik Asam Benzoat.....	I-6
<b>Tabel 1I.1</b> Perbandingan Proses Pembuatan Asam Benzoat ...	II-3
<b>Tabel III.1</b> Neraca Massa Toluena <i>Holding Tank</i> (F-325) ....	III-1
<b>Tabel III.2</b> Neraca Massa <i>Mixing Tee</i> (T-112) .....	III-2
<b>Tabel III.3</b> Neraca Massa Reaktor (R-110) .....	III-2
<b>Tabel III.4</b> Neraca Massa Akumulator I (A-119) .....	III-3
<b>Tabel III.5</b> Neraca Massa Dekanter (H-216) .....	III-3
<b>Tabel III.6</b> Neraca Massa <i>Flash Tank</i> (D-21).....	III-4
<b>Tabel III.7</b> Neraca Massa Akumulator II (A-214).....	III-4
<b>Tabel III.8</b> Neraca Massa <i>Mixing Tee</i> 2 (T-312) .....	III-5
<b>Tabel III.9</b> Neraca Massa <i>Crystallizer</i> (X-310).....	III-5
<b>Tabel III.10</b> Neraca Massa <i>Rotary Vacuum Filter</i> I (H-322). ....	III-6
<b>Tabel III.11</b> Neraca Massa Tangki Pencampuran (M-320) ...	III-6
<b>Tabel III.12</b> Neraca Massa <i>Crystallizer</i> 2 (X-330).....	III-7
<b>Tabel III.13</b> Neraca Massa <i>Rotary Vacuum Filter</i> 2 (H-342) ....	III-7
<b>Tabel III.14</b> Neraca Massa <i>Rotary Drum Dryer</i> (B-340) .....	III-8
<b>Tabel 1V.1</b> Neraca Panas Toluena <i>Holding Tank</i> (F-325).....	IV-1
<b>Tabel 1V.2</b> Neraca Panas <i>Pre-heater</i> (E-117) .....	IV-1
<b>Tabel 1V.3</b> Neraca Panas <i>Pre-heater</i> (E-116) .....	IV-1
<b>Tabel 1V.3</b> Neraca Panas <i>Pre-heater</i> (E-116) .....	IV-1
<b>Tabel 1V.4</b> Neraca Panas Reaktor (R-110).....	IV-1
<b>Tabel 1V.5</b> Neraca Panas <i>Heater</i> (E-212).....	IV-2
<b>Tabel 1V.6</b> Neraca Panas <i>Cooler</i> (E-313).....	IV-2
<b>Tabel 1V.7</b> Neraca Panas <i>Mixing Tee</i> 2 (T-312).....	IV-2
<b>Tabel 1V.8</b> Neraca Panas <i>Crystallizer</i> (X-310).....	IV-2
<b>Tabel 1V.9</b> Neraca Panas <i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-322).....	IV-2
<b>Tabel 1V.10</b> Neraca Panas Tangki Pencampur (M-320).....	IV-2
<b>Tabel 1V.11</b> Neraca Panas <i>Crystallizer</i> (X-330).....	IV-3
<b>Tabel 1V.12</b> Neraca Panas <i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-342)....	IV-3
<b>Tabel 1V.13</b> Neraca Panas <i>Drum Dryer</i> (B-340).....	IV-3

<b>Tabel VI.1</b> Kebutuhan Air Pendingin .....	VI-2
<b>Tabel VI.2</b> Kebutuhan <i>Steam</i> .....	VI-3
<b>Tabel VI.3</b> Kebutuhan Air Tiap Hari .....	VI-4
<b>Tabel VII.1</b> K3 di Pabrik Asam Benzoat.....	VI-2

## DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	M	massa	kg
2	N	mol	mol
3	BM	Berat molekul	g/kmol
4	T	Suhu	°C/°F
5	cp	<i>Heat Capacity</i>	kcal/kg°C
6	$\Delta H_f$	<i>Enthalpy</i> pembentukan	kcal/kmol
7	$\Delta H_f$	<i>Enthalpy</i> product	kcal
8	H	<i>Enthalpy</i>	kcal
9	Hv	<i>Enthalpy</i> vapor	kcal/kg
10	HI	<i>Enthalpy</i> liquid	kcal/kg
11	Ms	Massa <i>Steam</i>	kg
12	Q	Panas	kcal
13	$\rho$	Densitas	gr/cm <sup>3</sup>
14	$\eta$	Efisiensi	%
15	$\mu$	Viskositas	Cp
16	D	Diameter	In
17	H	Tinggi	In

18	P	Tekanan	atm/psia
19	R	Jari-jari	In
20	Ts	Tebal tangki	In
21	C	Faktor Korosi	-
22	E	Efisiensi samungan	-
23	Th	Tebal tutup atas	In
24	$\Sigma F$	Total friksi	-
25	Hc	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
26	Ff	<i>Friction loss</i>	ft.lbf/lbm
27	$h_{ex}$	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
28	gc	Gravitasi	Lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>
29	A	Luas perpindahan panas	ft <sup>2</sup>
30	a	Area aliran	ft <sup>2</sup>
31	f	Faktor friksi	ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
32	G	<i>Massa velocity</i>	Lb/(hr)(ft <sup>2</sup> )
33	k	<i>Thermal conductivity</i>	Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F/ft)

## DAFTAR PUSTAKA

- Chopey, N. P. (1999). *Handbook of Chemical Engineering Calculations*, 3<sup>th</sup> edition. New York : McGraw-Hill.
- Dean, J. A. (1999). *Lange's Handbook of Chemistry*, 5<sup>th</sup> Edition. New York : McGraw-Hill.
- Domalski, E. (1972). *Selected Values of Heats of Combustion and Heats of Formation of Organic Compounds Containing the Elements C, H, N, O, P, dan S*.
- Fragen, N., & Hammon. (1965). *Manufacture of Benzoic Acid From Toluene*. US Patent.
- Gallant, R. W. (1993). *Physical Properties Hydrocarbons*. USA: Gulf Publishing Company.
- Geankoplis, C. (1983). *Transport Process and Unit Operations*, 2<sup>ed</sup> edition. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Kementrian Perindustrian Republik Indonesia (2014). *Perkembangan Impor Komoditi Hasil Industri Dari Negara Tertentu*. [www.kemenperin.go.id](http://www.kemenperin.go.id)
- Kern, D. Q. (1988). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Kirk-Othmer. (1991). *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Lloyd E Brownell and Edwin H Young. (1959). *Process Equipment Design*. New York: Wiley Eastern Limited.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, Vol.3, 3<sup>th</sup> edition. United State America : Gulf Professional Publishing.
- Mc Ketta, J.J., 1977, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol 4. New York : Marcel Dekker Inc.
- Perry (2008). *Chemical Engineering Handbook 8<sup>th</sup> Edition*. USA: The McGraw-Hill Companies.



- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. (1991). *Plant Design and Economic for Chemical Engineers Handbook*, 7th edition. Singapore: McGraw-Hill, Inc.
- Silla, H. (2003). *Chemical Process Engineering*. New York : Marcel Dekker, Inc.
- Sinnot, R. (2005). *Chemical Engineering Design*. Oxford: Jordan Hill.
- Smith, J. M. (2001). *Chemical Engineering Thermodynamics 6<sup>th</sup> Edition*. Singapore : McGraw-Hill.
- Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. England : John Wiley & Sons, Ltd.
- Seader, J.D., dan Henley, E.J. 2006. *Separation Process Principles 2nd Edition*. Hoboken : John Wiley & Sons.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*,. New York: John Wiley and Sons.
- Undang-undang Republik Indonesia, No. 32 Tahun 2009. *Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup*. Indonesia.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment, Selection and Design*. United States of America : Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **I.1 Latar Belakang**

##### **I.1.1 Sejarah**

Nama asam benzoat berasal dari *gum benzoin*, sebuah jenis balsam yang didapatkan dari sebuah *plant* di Asia bagian selatan yang bernama *styrax*. Ekstraksi dari asam benzoat pertama kali dilakukan oleh Scheele pada tahun 1775 (*Ulmann, 2003*).

Asam benzoat pertama kali ditemukan pada tahun 1618 oleh seorang ilmuwan fisika yang berasal dari Perancis, dan struktur asam benzoat ditemukan oleh Wohler dan Liebig pada tahun 1832 dan oleh Mitscherlich pada tahun 1834. Asam benzoat pertama kali digunakan secara luas di abad ke-19 untuk bahan obat-obatan dan pada saat itu asam benzoat didapatkan dari *gum benzoin*.

Pada tahun 1890 asam benzoat diproduksi dengan cara hidrolisis benzoatriklorida. Berbagai macam proses seperti oksidasi asam nitrat dari toluen atau dekarboksilasi dari *phthalic acid* digunakan sampai pada tahun 1930 ketika dekarboksilasi dari *phthalic acid* dengan *phthalic* anhidrat menjadi proses yang paling banyak digunakan untuk komersial. Selama perang dunia ke II, proses oksidasi toluen menjadi proses yang penting di Jerman. Di Amerika Serikat, proses *phthalic* anhidrat telah sepenuhnya dihapus dan semua produksi asam benzoat dilakukan dengan proses fase liquid oksidasi toluen. Beberapa pabrik mampu memproduksi asam benzoat dengan proses hidrolisis benzoatriklorida, tetapi proses ini sekarang lebih banyak digunakan untuk memproduksi benzoil klorida (*Kirk & Othmer, 1978*).

##### **I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik**

Saat ini Indonesia memiliki pembangunan yang sangat pesat. Terutama pembangunan di bidang industri. Salah satu industri yang mengalami perkembangan pesat adalah industri produk farmasi dan industri makanan.



Asam benzoat merupakan salah satu bahan baku dan bahan pembantu/tambahan dalam industri kimia dasar seperti pembuatan *plasticizers*, sodium benzoat, *benzoyl chloride*, dan *alkyd resin*. Dengan melihat kenyataan tersebut, industri asam benzoat memiliki prospek kedepan yang menjanjikan. Hal ini karena asam benzoat merupakan senyawa kimia organik produk industri kimia yang dapat juga menjadi bahan baku untuk industri kimia lain seperti industri farmasi, industri makanan dan minuman ringan, dan yang lain.

Seluruh kebutuhan asam benzoat di Indonesia selama ini dipenuhi oleh impor. Pendirian pabrik asam benzoat diharapkan dapat mengurangi impor asam benzoat dari luar negeri. Dengan pertimbangan-pertimbangan tersebut maka direncanakan pendirian pabrik asam benzoat di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri.

Dengan didirikannya pabrik asam benzoat ini diharapkan mampu memberikan keuntungan sebagai berikut:

1. Menciptakan lapangan kerja baru.
2. Memacu pertumbuhan industri yang menggunakan asam benzoat sebagai bahan baku ataupun bahan tambahan (aditif).
3. Mengurangi ketergantungan dari negara asing.
4. Mengurangi jumlah impor sehingga mengurangi devisa negara.

### **I.I.3 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku utama pembuatan asam benzoat adalah toluena yang dapat diperoleh di PT. Pertamina RU IV yang berada di Cilacap, Jawa Barat. Sedangkan untuk udara dapat diperoleh dari udara bebas. Sehingga dari data diatas, ketersediaan bahan baku untuk pembuatan asam benzoat cukup terpenuhi.

### **I.I.4 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang mendasar dan sangat penting karena hal tersebut merupakan

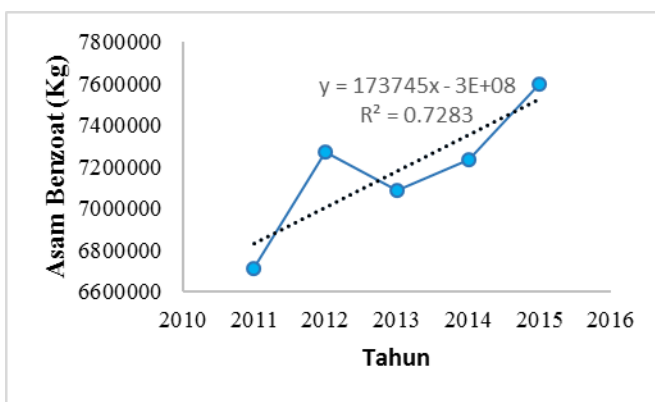


faktor yang sangat berpengaruh dalam perhitungan teknis dan analisis ekonomi suatu pabrik. Untuk memproduksi asam benzoat, dibutuhkan bahan baku berupa toluena. Berikut adalah tabel data impor asam benzoat di Indonesia dari tahun 2011-2015 pada **Tabel I.1**

**Tabel I.1** Data Impor Asam Benzoat di Indonesia (Kg/tahun)

Tahun	Impor
2011	6.709.442
2012	7.269.019
2013	7.084.790
2014	7.232.787
2015	7.596.284

(Sumber: Kemenperin dan BPS 2016)



**Gambar I.1** Impor Asam Benzoat di Indonesia

Dari **Grafik I.1** didapatkan persamaan regresi linear untuk memprediksi jumlah impor untuk memenuhi kebutuhan asam benzoat tahun 2021:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan} &= 173.745 \times - (3\text{E}+08) \\ &= 173.745 \times 2021 + (3\text{E}+08) \\ &= 51.138.645 \text{ Kg} \\ \text{Kapasitas} &= 20\% \times 51.138.645 \text{ Kg}\end{aligned}$$



= 15.341.593,5 Kg

= 15.341,5935 ton

= 18.000 ton

Dari data diatas dapat diambil kapasita pabrik sebesar 18.000 ton/tahun.

### **I.1.5 Pemilihan Lokasi Pabrik**

Letak geografis suatu pabrik memiliki pengaruh yang sangat penting terhadap keberhasilan dari pabrik tersebut. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan pemilihan lokasi pabrik antara lain, ketersediaan bahan baku, transportasi, dan utilitas. Dari ketiga pertimbangan tersebut maka pabrik asam benzoat ini akan didirikan di Cilacap, Jawa Tengah dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Penyediaan bahan baku

Toluena sebagai bahan baku pembuatan asam benzoat diperoleh dari PT. Pertamina RU IV, Cilacap. Orientasi pemilihan ditekankan pada jarak lokasi sumber bahan baku yang cukup dekat.

2. Transportasi

Sarana transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Kawasan Cilacap merupakan kawasan industri yang memiliki sarana transportasi darat yang baik.

3. Pemasaran

Prospek pasar menjadi sangat penting karena untung rugi suatu pabrik sangat bergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus didirikan di daerah yang bagus prospek pemasarannya. Asam benzoat merupakan zat aditif yang umumnya ditambahkan pada industri pembuatan alkyd resin. Lokasi pendirian pabrik asam benzoat disesuaikan dengan lokasi pabrik PT. Indokemika Jayatama, PT. Inkote Indonesia. Dimana kedua pabrik ini juga terletak di Jawa Barat, sehingga distribusi produk melalui jalan darat tidak

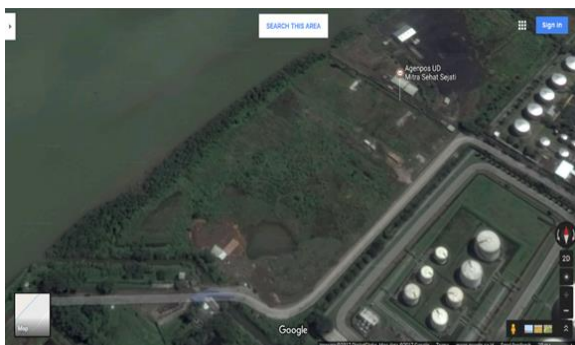


terlalu jauh karena Cilacap berada di ujung barat Jawa Tengah.

#### 4. Utilitas

Fasilitas yang terdiri dari penyediaan air dan listrik mengharuskan lokasi pabrik dekat dengan sumber tersebut. Pabrik ini berlokasi dekat dengan sungai Donan yang merupakan daerah aliran sungai untuk memenuhi kebutuhan air. Sementara untuk kebutuhan akan listrik didapatkan dari PT PLN.

Berikut ini adalah peta dari lokasi pabrik asam benzoat yang direncanakan akan didirikan di daerah kawasan industri Cilacap, Jawa Tengah pada **Gambar 1.1**



**Gambar 1.2** Lokasi Pabrik

### I.2 Dasar Teori

Asam benzoat dan turunannya tersebar luas di alam. *Gum benzoin* mengandung 12-18% asam benzoat dalam bentuk bebas maupun dalam bentuk ester. Beberapa produk alam lainnya yang mengandung asam benzoat yaitu kulit pohon, daun-daun, buah-buahan, dan biji-biji dari berbagai tanaman termasuk *cherry* dan prem.

Asam benzoat dalam keadaan bebas ataupun pada bentuk turunannya, seperti garam-garam, ester, dan amida, tersebar sangat luas di alam. *Gum benzoin* (dari *styrax benzoin*)



mengandung 20% asam benzoat dalam bentuk bebas atau kombinasinya yang dapat dipecah dengan pemanasan. *Resin Acaroid (Xanthorrhoea haslilis)* mengandung 4,5-7% asam benzoat. Sejumlah kecil asam benzoat ditemukan dari produk-produk alamiah dari berbagai macam karakteristik, seperti pada kelenjar bau pada berang-berang, kulit kayu pohon *cherry*, *cranberry*, prem, cengkeh matang dan minyak biji adas. Balsam Peru dan Tolu mengandung *benzyl benzoat*. Urin dari hewan herbivora mengandung sejumlah kecil glisin yang merupakan turunan asam benzoat, asam hippurat. Sehingga dapat dikatakan bahwa asam benzoat.

### I.2.1 Turunan Garam Asam Benzoat

**Sodium benzoate.** (atau dengan nama lain, Natrium benzoat) ;  $C_7H_5O_2Na$ , Mr : 144,11 ; berbentuk butiran putih, serpihan, atau bubuk kristal dengan rasa manis (*Ullmann, 1999*).

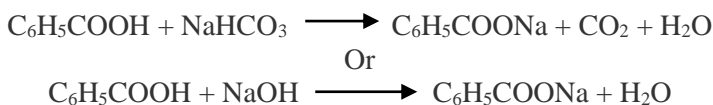
Natrium benzoat adalah satu-satunya garam asam benzoat yang diproduksi dalam jumlah banyak, walaupun garam lainnya memang banyak digunakan di banyak bidang yang sama. Pembuatan garam lainnya umumnya mengikuti prosedur yang digunakan dalam produksi natrium benzoat. Umumnya diproduksi dengan penambahan asam benzoat ke larutan panas natrium karbonat atau natrium hidroksida. Larutan yang dihasilkan kemudian diolah dengan penambahan arang atau, dalam beberapa kasus, pottasium permanganat, disaring kemudian dikeringkan. Biasanya dijual dalam serpih atau bubuk (*Kirk & Othmer, 1983*).

Natrium benzoat dihasilkan oleh netralisasi asam benzoat dengan natrium hidroksida. Ini bersifat bakteriostatik dan fungistatik dalam kondisi asam. Asam benzoat adalah pengawet yang lebih efektif; sementara sodium benzoat lebih umum digunakan sebagai bahan tambahan makanan karena natrium benzoat lebih larut



dengan baik di air. Program Internasional untuk Keselamatan Kimia tidak menemukan efek buruk pada manusia pada dosis 647-825 mg / kg berat badan per hari (Kralj, 2012).

Asam benzoat direaksikan dengan sodium bikarbonat atau natrium hidroksida untuk menghasilkan garam yang larut dalam air sebagai natrium benzoat.



Reaksi kimia yang dihasilkan menghasilkan natrium benzoat dan air. Kristal natrium benzoat dipisahkan dengan cara menguapkan air (Patil, 2010).

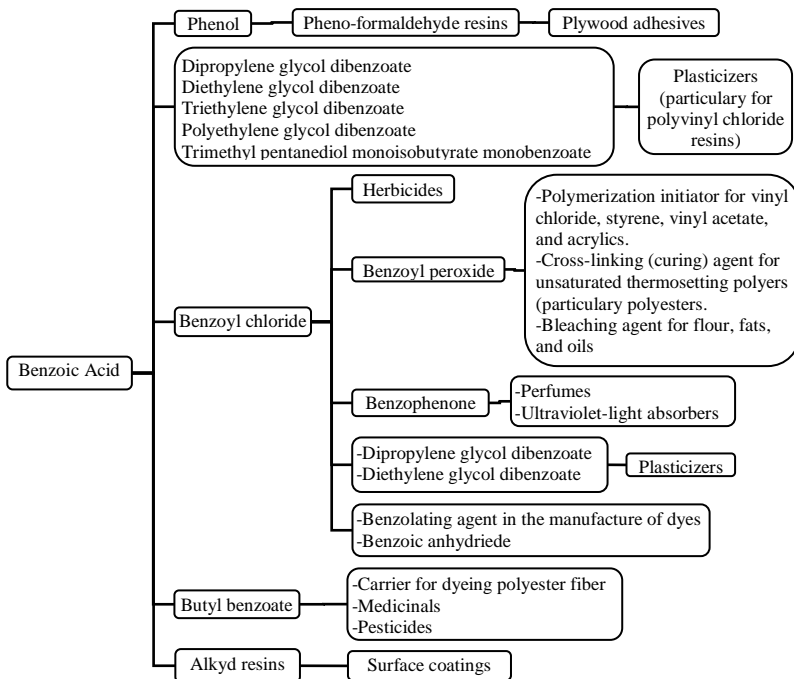
**Pottasium benzoate.**  $\text{C}_7\text{H}_5\text{O}_2\text{K}$  ; Mr : 160,22 at  $17,5^\circ\text{C}$  ; Larutan berair jenuh mengandung 41,1% berat garam. Ini memiliki sifat yang mirip dengan garam natrium. Hal ini digunakan dalam industri makanan dimana kehadiran sodium tidak diinginkan (Ullmann, 1999).

**Ammonium benzoat.**  $\text{C}_6\text{H}_5\text{COONH}_4$  ; mp:  $198^\circ\text{C}$  ; density:  $1,26 \text{ g/cm}^3$  ; merupakan bubuk putih yang berwarna sedikit kusam yang berangsur-angsur kehilangan kandungan ammonia saat terpapar di udara. Larutan berair sedikit asam dan telah disarankan sebagai komponen dalam formulasi karet tertentu (Kirk & Othmer, 1983).





## I.2.2 Turunan Asam Benzoat Lainnya



(Mc. Ketta, 1970)



Kegunaan asam benzoat dalam bentuk garam maupun ester telah lama ditemukan, yaitu sebagai bahan obat-obatan, obat untuk hewan, pengawet makanan, kosmetik, sintesis fiber serta bahan baku intermediet (*Kirk & Othmer, 1978*).

Pada awal era industri, toluena diproduksi dari fraksi senyawa aromatik. Pentingnya toluena sebagai bahan baku meningkat drastis ketika perang dunia I, ketika saat itu toluena digunakan secara luas untuk memproduksi *trinitrotoluene* (TNT). Toluena merupakan cairan yang tidak berwarna dengan aroma yang menyengat tetapi lebih lemah dari benzena. Secara umum toluena diproduksi bersama-sama dengan benzena dan *xylene* dengan *catalic reforming* (*Ullmann, 2003*).

Ada tiga macam proses yang dapat digunakan untuk menghasilkan asam benzoat, yaitu:

1. Proses Oksidasi Toluena
2. Proses Hidrolisis Benzotriklorida
3. Proses Dekarboksilasi *Phthalic Anhidrat*

### I.3 Kegunaan Asam Benzoat

Kegunaan asam benzoat adalah:

1. Sebagai bahan tambahan dalam alkyd *resin coating*
2. Sebagai bahan tambahan dalam pembuatan *plsati*
3. Sebagai bahan baku pembuatan *Benzyl Benzoat*
4. Sebagai bahan baku pembuatan fenol

## I.4 Sifat Fisika dan Kimia

### I.4.1 Bahan Baku Utama

#### 1.4.1.1 Toluena

##### a. Sifat Fisika Toluena

Toluena merupakan ( $C_7H_8$ ) merupakan senyawa hidrokarbon aromatik yang biasa digunakan untuk industri dan sebagai pelarut. Sifat fisika terdapat pada **Tabel I.2**

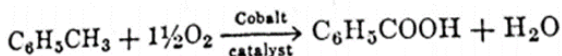
**Tabel I.2** Sifat Fisik Toluena

<b>Rumus Molekul</b>	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>
<b>Berat Molekul</b>	92,14 gr/mol
<b>Boiling Point (P = 1 atm)</b>	110,629°C
<b>Melting Point (P = 1 atm)</b>	-94,965°C
<b>Flash Point</b>	4,4°C
<b>Densitas pada 25°C</b>	0,8623 gr/cm <sup>3</sup>
<b>Temperatur Kritis</b>	318,64°C

(Mc. Ketta, 1970).

## b. Sifat Kimia Toluena

Salah satu sifat kimia dari toluena yaitu dengan O<sub>2</sub> dalam fase cair dan bantuan katalis *cobalt naphthenate* dapat membentuk asam benzoat. Berikut adalah **Gambar I.2** Reaksi Oksidasi Toluena: (Kirk & Othmer, 1983)

**Gambar I.3** Reaksi Oksidasi Toluena**I.4.2 Bahan Baku Pendukung****I.4.2.1 Cobalt Naphthenate**a. Sifat Fisika *Cobalt Naphthenate*

*Cobalt Naphthenate* merupakan katalis yang paling umum digunakan dalam proses pembentukan asam benzoat dengan proses oksidasi toluena. Sifat fisik *cobalt naphthenate* terdapat pada tabel **I.3**

**Tabel I.3** Sifat Fisik *Cobalt Naphthenate*

<b>Rumus Molekul</b>	CoC <sub>22</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>
<b>Berat Molekul</b>	401,28 gr/mol
<b>Melting Point</b>	140°C



<b>Boiling Point</b>	150°C
<b>Densitas</b>	0,921 g/mL

(MSDS)

b. Sifat Kimia *Cobalt Naphthenate*

*Cobalt naphthenate* tidak larut dalam air namun larut dalam toluena. Selain itu *cobalt naphthenate* juga. Selain itu *cobalt naphthenate* juga digunakan sebagai katalis dalam proses fase liquid oksidasi toluena untuk membentuk asam benzoate.

(MSDS)

**I.4.3 Produk Utama****I.4.3.1 Asam Benzoat**

## a. Sifat Fisika Asam Benzoat

Asam benzoat merupakan padatan berwarna putih yang memiliki titik leleh 122,4°C. Asam benzoat memiliki bentuk kristal monoclinic dan mulai tersublimasi pada suhu 100°C.

**Tabel I.4** Sifat Fisik Asam Benzoat

<b>Rumus Molekul</b>	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>
<b>Berat Molekul</b>	122,12 gr/mol
<b>Melting Point</b>	122,4°C
<b>Boiling Point ( P = 1 atm)</b>	249,2°C
<b>Temperatur Kritis</b>	318,64°C
<b>Viskositas (T = 130°C)</b>	1,26 cP
<b><u>Solubility</u></b>	<b><u>parts/100 parts</u></b>
5°C	4,66
15°C	7,53
25°C	11,73
35°C	14,29
<b>Specific Heat</b>	1,1996 J/g

(Kirk &amp; Othmer, 1978)

**b. Sifat Kimia Asam Benzoat**

Asam benzoat stabil terhadap agen pengoksidasi pada umumnya. Udara, permanganat, asam kromat, hipoklorit, dan asam nitrat encer tidak mempengaruhi asam benzoat. Namun, diatas temperatur  $220^{\circ}\text{C}$  asam benzoat bereaksi dengan garam kopper membentuk fenol beserta turunannya. Asam benzoat dengan kondisi yang hampir sama, bereaksi dengan ammonia membentuk anilin. Dengan memanaskan sampai temperatur  $150^{\circ}\text{C}$ , terjadi dehidrasi untuk membentuk benzoik anhidrat (*Ullmann, 2003*).

Asam benzoat merupakan padatan yang bersifat higroskopis yaitu memiliki kemampuan untuk menyerap molekul air dari lingkungannya baik melalui absorpsi atau adsorpsi. Sehingga dalam penyimpanan dan distribusinya harus dibungkus dalam plastik yang rapat sehingga tidak ada udara yang masuk (MSDS).

## BAB II

### MACAM DAN URAIAN PROSES

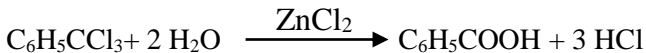
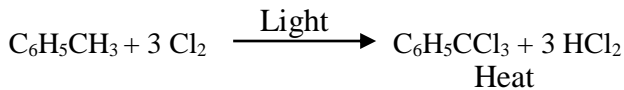
#### II.1 Macam Proses

Dalam pembuatan asam benzoat terdapat 3 proses yang dapat digunakan, antara lain:

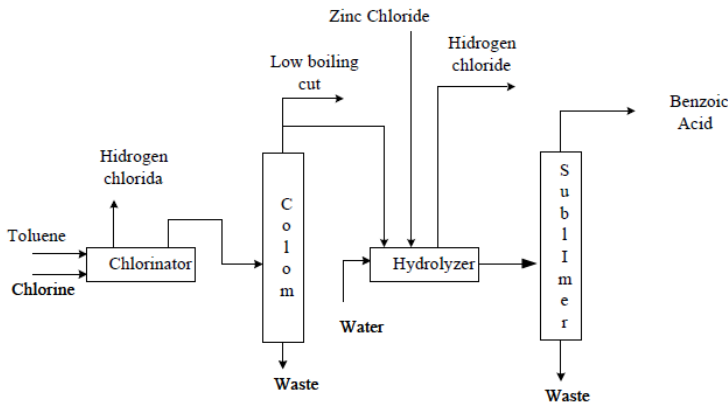
1. Proses Hidrolisis Benzotriklorida
2. Proses Oksidasi Toluena
3. Proses Dekarboksilasi Phthalic Anhidrat

##### II.1.1 Proses Hidrolisa Benzotriklorida

Toluen diklorinasi pada suhu 100-150°C, sampai berat jenis larutan tersebut mencapai harga 1,375-1,385 pada suhu 20°C, untuk menghasilkan benzotriklorida. Alkali dalam jumlah kecil dapat ditambahkan pada hasil reaksi untuk menetralkan sisa *hydrogen chloride*. *Hydrogen chloride* yang terbentuk selama proses reaksi dialirkan ke *scrubber*, dengan media penyerap berupa air untuk mehydrochloric acid. Reaksi yang terjadi:



Benzotriklorida yang telah di purifikasi kemudian dialirkan menuju reaktor hidrolisa untuk direaksikan dengan air dengan suhu reaksi 110-115°C. Produk yang dihasilkan berupa air pada lapisan atas dan asam benzoat pada lapisan bawah. Asam benzoate pada lapisan bawah ini kemudian dipurifikasi dengan metode kristalisasi untuk mendapatkan asam benzoate dengan kemurnian tinggi (*food grade*).

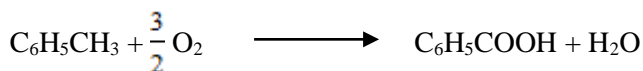


**Gambar II.1** Proses Hidrolisis Benzotriklorida

### II.1.2 Proses Oksidasi Toluena

Oksidasi fase cair yang kontinyu dari toluena dengan adanya katalis kobalt naftenat menghasilkan asam benzoat.

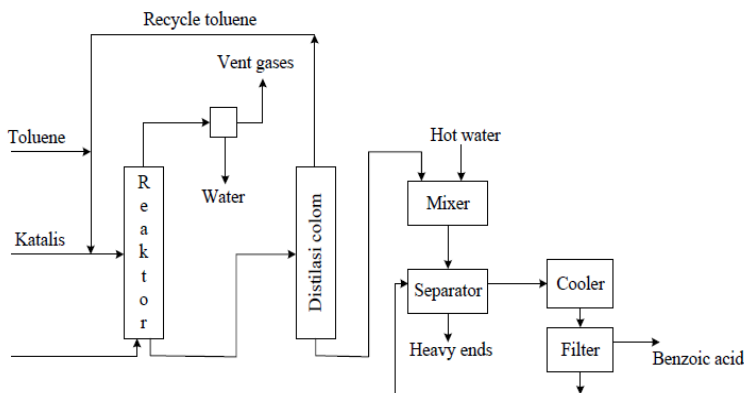
Toluen, katalis, dan udara dialirkan ke dalam reaktor yang berisikan asam benzoat, toluen yang tidak bereaksi, dan katalis secara kontinyu. Kondisi reaksi berkisar antara 150-250 °C untuk temperatur dan 5-50 atm untuk tekanan. Rasio udara atau toluen dikendalikan untuk memberikan konversi 10-50%. Reflux toluen dan jaket pendingin berfungsi untuk menghilangkan panas pada reaksi. Agar reaksi yang terjadi dapat didistribusikan dengan sempurna, maka dilakukan pengadukan. Reaksi pembentukan asam benzoat adalah sebagai berikut :



Reaksi yang terjadi didalam reaktor dikondisikan pada suhu 150 - 200°C dan pada tekanan 5 - 50 atm. Udara dan



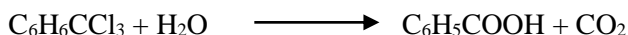
toluen akan menghasilkan konversi sebesar 10 - 50 %, Setelah konversi mencapai 40% campuran reaksi tersebut di alirkan ke kolom distilasi, dimana toluen yang tidak bereaksi dikembalikan lagi kedalam reaktor, sedangkan hasil produk bawah kolom distilasi dialirkan ke tangki pencampur dengan menambahkan air terlebih dahulu untuk melarutkan asam benzoat, lapisan yang kaya akan asam benzoat didinginkan untuk mendapatkan endapan kristal asam benzoat. Endapan tersebut kemudian dikeringkan kembali untuk memperoleh kristal asam benzoat dengan kemurnian tinggi.



**Gambar II.2** Proses Oksidasi Toluena

### II.1.3 Proses Dekarboksilasi *Phthalic Anhydride*

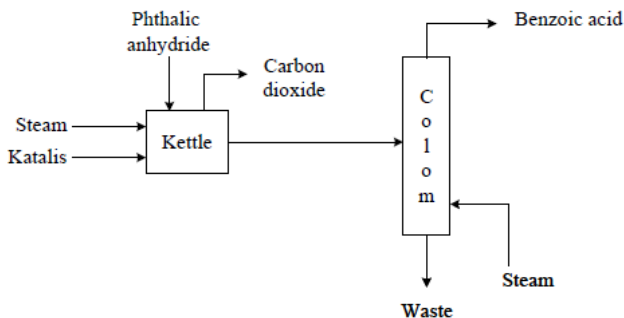
Dalam proses ini *phthalic anhydride* mengalami dekarboksilasi setelah direaksikan dengan *steam* dalam suatu ketel tertutup.







Agar reaksi berjalan sempurna, maka ditambahkan katalis 2-6 % dari berat *phthalic anhydride* yang masuk kedalam reaktor. Katalis yang digunakan adalah kromium dan disodium phthalates dalam jumlah yang hampir sama. Mula-mula mencampur *phthalic anhydride* dan katalis dalam reaktor dengan suhu 150-200°C, kemudian *steam* dimasukkan ke dalam reaktor. Reaksi ini berlangsung sampai campuran mengandung kurang dari 5% *phthalic acid*. Kemudian asam benzoat dipisahkan dari campuran hasil reaksi dengan distilasi. Asam benzoat yang telah di distilasi kemudian dimurnikan untuk menghilangkan *impurities* dengan cara sublimasi.



**Gambar II.3** Proses Dekarboksilasi *Phthalic Anhydride*

## II.2 Seleksi Proses

Untuk memilih proses yang tepat, maka perlu dipertimbangkan beberapa aspek antara lain, aspek ekonomi, teknik, pengaruh terhadap lingkungan.

**Tabel II.1.** Perbandingan pembuatan asam benzoat

Parameter	Hidrolisis Benzotriklorida	Oksidasi Toluena	Phthalic Anhydride
Bahan Baku	Toluen dan	Toluen dan	Phthalic



	Khlorin	Oksigen	Anhydride dan Steam
Suhu	100 - 150°C	150 - 250°C	200- 420°C
Tekanan	1 atm	5 - 50 atm	1 atm
Yield	75 - 80%	90%	85%
Hasil Samping	HCl	-	-

Dari perbandingan ketiga proses tersebut diatas maka dipilih proses Oksidasi Toluena karena:

1. Bahan baku yang digunakan tidak berbahaya.
2. Yield yang dihasilkan besar dan memiliki kemurnian tinggi.
3. Waste yang dihasilkan sedikit.

### II.3 Uraian Proses Terpilih

Berikut ini merupakan uraian proses terpilih dari pabrik asam benzoat yang terdiri dari 3 tahap:

#### II.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku toluena disimpan dalam tangki (F-111). Udara dialirkan secara *inline* melalui pipa. *Fresh* toluena dari tangki (F-111) dengan suhu 30°C dicampur dengan *recycle* toluena dari kolom distilasi. Udara dialirkan ke kompresor (G-115) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 15 atm. *Fresh* Toluena suhunya terlebih dahulu dinaikkan dengan *heater* sehingga suhu naik menjadi 100°C dan dinaikkan tekanannya menjadi 15 atm menggunakan pompa.

#### II.3.2 Tahap Oksidasi Toluena

Feed reaktor berupa toluena dan udara masuk ke dalam reaktor (R-110) untuk proses Oksidasi Toluena menggunakan katalis *Cobalt Naphthenate*. Proses berlangsung secara eksotermis. Suhu reaksi 140°C dan



tekanan 15 atm. Produk keluar dari reaktor berupa fasa gas yang merupakan campuran dari gas sisa dan uap air. Campuran gas sisa dan uap air dilepaskan melalui ventilasi pada reaktor. Sedangkan campuran asam benzoat dan toluena langsung dialirkan ke *Flash Tank* (D-210) untuk memisahkan antara Toluena dan Asam Benzoat.

### II.3.3 Tahap Pemurnian Produk

Campuran asam benzoat dan toluena dari Reaktor (R-210) dipompa dengan pompa (L-211) ke *Heater* (E-212) untuk dinaikkan suhunya menjadi 155°C lalu dialirkan menuju *flash tank* (D-210) untuk proses pemisahan asam benzoat dari toluena. Hasil atas berupa gas toluena dialirkan sebagai *recycle* bahan baku dan hasil bawah berupa asam benzoat. Hasil bawah kolom *flash tank* lalu dialirkan menuju *Crystallizer I* (X-310) dengan pompa (L-311) dan dengan suhu operasi 50°C. Produk keluar dari *Crystallizer I* berupa *slurry* asam benzoat. *Slurry* asam benzoat dialirkan menuju *rotary vacuum filter I* (H-322) untuk memisahkan asam benzoat dari *mother liquor*. *Filter cake* asam benzoat dipindahkan dengan *belt conveyor* (J-324) menuju tangki pengaduk (M-320) untuk melarutkan kembali asam benzoat dengan *fresh* toluena. Kemudian dialirkan menuju *Crystallizer II* (X-330) dengan suhu operasi 60°C. Produk keluar *Crystallizer II* berupa *slurry* asam benzoat dialirkan menuju *rotary vacuum filter II* (H-342) untuk memisahkan asam benzoat dengan *mother liquor*-nya. *Filter cake* asam benzoat kemudian dialirkan menuju *rotary drum dryer* (B-345) untuk proses pengeringan. Asam benzoat yang telah dikeringkan dipindahkan menuju tangki penyimpanan (bin) asam benzoate (F-346).

### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 18000 ton asam benzoat/tahun  
                   : 60 ton asam benzoat /hari  
                   : 60000 kg asam benzoat /hari  
 Operasi : 300 hari /tahun, 24 jam/hari  
 Satuan massa : kg  
 Basis waktu : hari

Untuk kapasitas 60 ton asam benzoat/hari, dibutuhkan bahan baku toluena sebanyak 54628,353 kg/hari dan udara sebanyak 161539,72 kg/hari dengan data komposisi toluena dan udara sebagai berikut :

**Tabel III.1** Komposisi Toluena

Komponen	Fraksi Massa	Bahan Baku	Massa
Toluena	0,9995	54628,353	54601,03853
Benzena	0,0005	54628,353	27,31417635
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		54628,353

**Tabel III.2** Komposisi Udara

Komponen	Fraksi Massa	Bahan Baku	Massa
Oksigen	0,233	128810,7843	30014,16333
Nitrogen	0,767	128810,7843	98796,62096
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		128810,7843



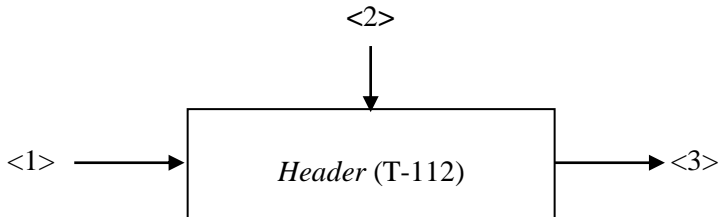
## I. Tahap *Pre-treatment*

### I.1 Tangki Penyimpan Recycle (F-325)

**Tabel III.3** Neraca Massa Tangki Penyimpan Recycle

Komponen	Masuk			
	Aliran <14> (kg/hari)	Aliran <18> (kg/hari)	Aliran <9> (kg/hari)	Aliran <28> (kg/hari)
Toluena	23245,4	38293,17	548,1	605
Benzena	34,1	48,381	0,772	0,88
Benzaldehid	10902,9	2289,496	0,341	0
As. Benzoat	1209,4	596,478	0	0
Katalis	62,4	370,378	0	0
Total	35454,1	41597,905	549,17	606
	78206,984			

Komponen	Keluar		
	Aliran <2> (kg/hari)	Aliran <26> (kg/hari)	Aliran <27> (kg/hari)
Toluena	15672,878	15672,88	31345,8
Benzena	21,021	21,02	42,043
Benzaldehid	3298,187	3298,19	6596,37
As. Benzoat	451,467	451,47	902,934
Katalis	108,193	108,19	216,386
Total	19551,7	19551,75	39103,5
	78206,984		

**I.2 Header I (T-112)****Tabel III.4** Neraca Massa Header I (T-112)

Komponen	Masuk		Keluar
	Aliran <1> (kg/hari)	Aliran <2> (kg/hari)	Aliran <3> (kg/hari)
Toluena	35429,15	18381,02	53810,2
Benzena	17,72	19,03	36,75
Benzaldehid	0	772,54	772,535
As. Benzoat	0	310,367	310,367
Katalis	0	70,17	70,172
Total	35446,88	19553,12	55000
	55000		

**II. Tahap Oksidasi Toluena****II.1 Reaktor (R-110)****Tabel III.5** Neraca Massa Reaktor (R-110)

Komponen	Masuk		
	Aliran <3>	Aliran <4>	Aliran <5>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	53810	0	0
Benzena	36,750	0	0
Benzaldehid	772,54	0	0
As. Benzoat	310,37	0	0



Katalis	70,172	0	269,05
O <sub>2</sub>	0	30014,1633	0
N <sub>2</sub>	0	98796,621	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0
<b>Total</b>	<b>55000</b>	<b>128810,784</b>	<b>269,05</b>
	<b>184079,8352</b>		

<b>Komponen</b>	<b>Keluar</b>	
	<b>Aliran &lt;6&gt;</b>	<b>Aliran &lt;7&gt;</b>
	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>
Toluena	548,0566	25549,88
Benzena	0,7717	35,9782
Benzaldehid	0,3405	1702,1751
As. Benzoat	0	35988,853
Katalis	0	339,2224
O <sub>2</sub>	15695,977	0
N <sub>2</sub>	98796,62	0
H <sub>2</sub> O	5421,96014	0
<b>Total</b>	<b>120463,73</b>	<b>63616,11</b>
	<b>184079,8352</b>	

## II.2 Akumulator (A-119)

**Tabel III.6** Neraca Massa Akumulator I (A-119)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>Aliran &lt;6&gt;</b>	<b>Aliran &lt;8&gt;</b>
	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>
Toluena	548,0566	548,06
Benzena	0,7717	0,772
Benzaldehid	0,3405	0,341



As. Benzoat	0	0
Katalis	0	0
O <sub>2</sub>	15695,9773	15696
N <sub>2</sub>	98796,621	98797
H <sub>2</sub> O	5421,9601	5421,96
<b>Total</b>	<b>120463,73</b>	<b>120463,73</b>
	<b>120463,73</b>	

### II.3 Dekanter (H-216)

**Tabel III.7** Neraca Massa Dekanter (H-216)

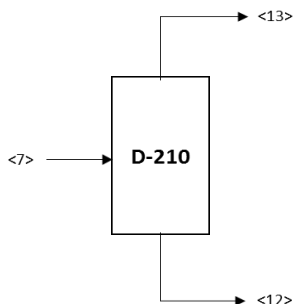
<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg)</b>	<b>Keluar (kg)</b>		
	<b>Aliran &lt;8&gt;</b>	<b>Aliran &lt;9&gt;</b>	<b>Aliran &lt;10&gt;</b>	<b>Aliran &lt;11&gt;</b>
	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>
Toluena	548,0566	548,0566	0	0
Benzena	0,7717	0,7717	0	0
Benzaldehid	0,3405	0,3405	0	0
As. Benzoat	0	0	0	0
Katalis	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	15695,9773	0	0	15696,
N <sub>2</sub>	98796,621	0	0	98796,6
H <sub>2</sub> O	5421,9601	0	5421,9601	0
<b>Total</b>	<b>120463,7</b>	<b>549,1689</b>	<b>5421,9601</b>	<b>114492,598</b>
		<b>120463,7</b>		





### III. Tahap Pemurnian

#### III.1 Flash Tank (D-210)



**Tabel III.8** Neraca Massa Flash Tank (D-210)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <7>	Aliran <13>	Aliran <12>
	Feed	Distilat	Bottom
Toluena	25549,879	23245,374	2304,505
Benzena	35,978	34,054	1,924
Benzaldehid	1702,175	10902,910	492,786
As. Benzoat	35988,853	1209,389	25085,944
Katalis	339,222	62,393	276,829
Total	<b>63616,108</b>	<b>35454,120</b>	<b>28161,988</b>
		<b>63616,108</b>	

#### III.2 Akumulator II (A-214)

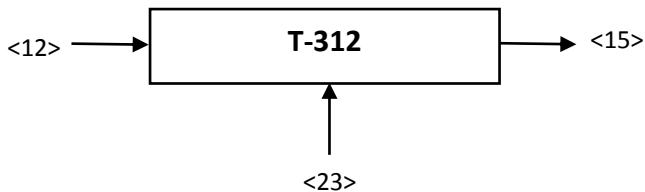
**Tabel III.9** Neraca Massa Akumulator (A-214)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	Aliran <13>	Aliran <14>
	Massa	Massa
Toluena	23245,3737	23245,3737
Benzena	34,0538	34,0538
Benzaldehid	10902,9097	10902,9097



As. Benzoat	1209,3891	1209,3891
Katalis	62,3935	62,3935
<b>Total</b>	<b>35454,1198</b>	<b>35454,1198</b>

### III.3 Header II (T-312)



**Tabel III.10** Neraca Massa Header (T-312)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	Aliran <12>	Aliran <23>	Aliran <13>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	2304,505	39376,2	41681
Benzena	1,924	40,76	42,683
Benzaldehid	492,786	1654,94	2147,7
As. Benzoat	25085,944	664,88	25751
Katalis	276,829	150,32	427,15
<b>Total</b>	<b>28161,988</b>	<b>41887</b>	<b>70049</b>
	<b>70049,1264</b>		<b>70049,1264</b>



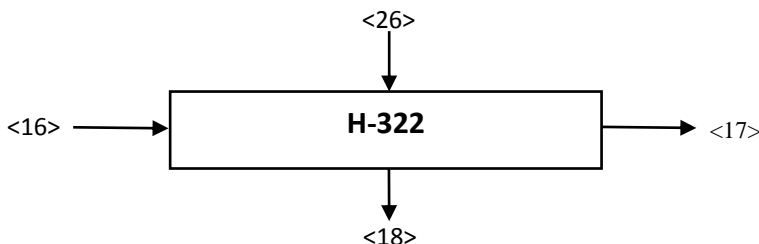
## IV. Tahap Kristalisasi

### IV.1 Crystallizer I (X-310)

**Tabel III.11** Neraca Massa *Crystallizer I* (X-310)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	Aliran <15>	Aliran <16>
	Massa	Massa
Toluena	41680,7437	30462,0
Benzena	42,6833	42,6833
Benzaldehid	2147,7288	2147,73
As. Benzoat	25750,8188	36969,5
Katalis	427,1519	427,152
<b>Total</b>	<b>70049,1264</b>	<b>70049,1</b>

### IV.2 Rotary Vacuum Filter I (H-322)



**Tabel VI.12** Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter I* (H-322)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	Aliran <16>	Aliran <26>	Aliran <17>	Aliran <18>
	Massa	Massa	Massa	Massa
Toluena	30462	18381,29	976,9	47866,47
Benzena	42,68	19,027	1,234	60,476



Benzaldehid	2147,73	772,547	58,406	2861,870
As. Benzoat	36969,5	310,371	36534	745,598
Katalis	427,15	70,173	9,946	487,378
<b>Total</b>	<b>70049,1</b>	<b>19553,41</b>	<b>37581</b>	<b>52021,79</b>
	<b>89602,5318</b>		<b>89602,5318</b>	

#### IV.3 Mixer (M-320)

**Tabel III.13** Neraca Massa Mixer (M-320)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg)</b>		<b>Keluar (kg)</b>
	<b>Aliran &lt;17&gt;</b>	<b>Aliran &lt;27&gt;</b>	<b>Aliran &lt;19&gt;</b>
	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>
Toluena	976,867	36762,6	37739,4
Benzena	1,234	38,0535	39,288
Benzaldehid	58,406	1545,09	1603,50
As. Benzoat	36534,293	620,743	37155,0
Katalis	9,946	140,345	150,292
<b>Total</b>	<b>37580,745</b>	<b>39106,8</b>	<b>76687,6</b>
	<b>76687,5562</b>		<b>76687,5562</b>

#### IV.4 Crystallizer II (X-330)

**Tabel III.14** Neraca Massa Crystallizer II (X-330)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg)</b>	<b>Keluar (kg)</b>
	<b>Aliran &lt;19&gt;</b>	<b>Aliran &lt;20&gt;</b>
	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>
Toluena	37739,4427	13174,7
Benzena	39,2877	39,2877
Benzaldehid	1603,4987	1603,50
As. Benzoat	37155,0355	61719,8
Katalis	150,2915	150,292
<b>Total</b>	<b>76687,5562</b>	<b>76687,6</b>

**IV.5 Rotary Vacuum Filter II (H-342)****Tabel III.15** Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter II* (H-342)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	Aliran <20>	Aliran <21>	Aliran <23>	Aliran <22>
	Massa	Massa	Massa	Massa
Toluena	14434,3	19171,89	39376	672,12
Benzena	39,29	9,59	40,76	0,98
Benzaldehid	1603,50	0	1654,9	0
As. Benzoat	61719,8	0	664,88	60485,4
Katalis	150,29	0	150,32	0
Total	<b>77947,1</b>	<b>19181,47</b>	<b>35970</b>	<b>61158,5</b>
	<b>97128,62</b>		<b>97128,62</b>	

**IV.6 Rotary Drum Dryer (B-340)****Tabel III.16** Neraca Massa *Rotary Drum Dryer* (B-340)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <22>	Aliran <25>	Aliran <24>
	Massa	Massa	Massa
Toluena	672,12	604,91	67,21
Benzena	0,98	0,88	0,10
Benzaldehid	0,00	0	0
As. Benzoat	60485,4	0	60485
Katalis	0,00	0	0
Total	<b>61158,5</b>	<b>605,79</b>	<b>60553</b>
		<b>61158,48</b>	

**IV.7 Akumulator III (A-348)****Tabel III.17** Neraca Massa Akumulator III (A-348)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg)</b>	<b>Keluar (kg)</b>
	<b>Aliran &lt;25&gt;</b>	<b>Aliran &lt;28&gt;</b>
	<b>Massa</b>	<b>Massa</b>
Toluena	604,9112	604,911
Benzena	0,8797	0,88
Benzaldehid	0	0
As. Benzoat	0	0
Katalis	0	0
<b>Total</b>	<b>605,7909</b>	<b>605,791</b>



***Halaman ini sengaja dikosongkan***

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas	= 18.000 ton asam benzoat/tahun
	= 60 ton asam benzoat/hari
	= 60.000 kg asam benzoat/hari
Waktu Operasi	= 300 hari/tahun; 24 jam
Satuan Panas	= kkal
Suhu Referensi	= 25°C = 298 K
Basis Waktu	= 1 hari

### 1. Toluena *Holding Tank* (F-325)

**Tabel IV.1** Neraca Panas Toluena *Holding Tank* (F-325)

Masuk		Keluar	
H <sub>9</sub>	1808343,7	H <sub>2</sub>	157663,14
H <sub>14</sub>	2346635,9	H <sub>26</sub>	157663,14
H <sub>18</sub>	43814,45	H <sub>27</sub>	315326,28
H <sub>28</sub>	31616,97	Q <sub>serap</sub>	3599758,47
<b>Total</b>	<b>4230411,02</b>	<b>Total</b>	<b>4230411,02</b>

### 2. *Pre-heater* (E-117)

**Tabel IV.2** Neraca Panas *Pre-heater* (E-117)

Masuk		Keluar	
H <sub>3</sub>	208450,89	H <sub>3'</sub>	3268229,64
Q <sub>supply</sub>	3220819,74	Q <sub>loss</sub>	161040,99
<b>Total</b>	<b>3429270,63</b>	<b>Total</b>	<b>3429270,63</b>





### 3. Pre-heater (E-116)

**Tabel IV.3** Neraca Panas *Pre-heater* (E-116)

Masuk		Keluar	
H <sub>4</sub>	195035,07	H <sub>4'</sub>	2941292,51
Q supply	2890797,3	Q loss	144539,87
<b>Total</b>	<b>3085832,37</b>	<b>Total</b>	<b>3085832,37</b>

### 4. Reaktor (R-110)

**Tabel IV.4** Neraca Panas Reaktor (R-110)

Masuk		Keluar	
H <sub>3'</sub>	3268229,64	H <sub>6</sub>	4531267,58
H <sub>4'</sub>	2941292,51	H <sub>7</sub>	11428072,66
H <sub>5</sub>	259470,43	H <sub>rx</sub>	-17703141,88
		Q serap	8212794,23
<b>Total</b>	<b>6468992,58</b>	<b>Total</b>	<b>6468992,58</b>

### 5. Heater (E-212)

**Tabel IV.5** Neraca Panas *Heater* (E-212)

Masuk		Keluar	
H <sub>7</sub>	11428072,66	H <sub>7'</sub>	12111546,64
Q <sub>supply</sub>	719446,30	Q <sub>loss</sub>	35972,31
<b>Total</b>	<b>12147518,96</b>	<b>Total</b>	<b>12147518,96</b>

### 6. Cooler (E-313)

**Tabel IV.6** Neraca Panas *Cooler* (E-313)

Masuk		Keluar	
H <sub>12</sub>	2041842,59	H <sub>12'</sub>	1125220,67
		Qserap	916621,92
<b>Total</b>	<b>2041842,59</b>	<b>Total</b>	<b>2041842,59</b>

**7. Header 2 (T-312)****Tabel IV.7** Neraca Panas *Mixing tee 2* (T-312)

Masuk		Keluar	
H <sub>12'</sub>	6168458,5	H <sub>15</sub>	7500294,5
H <sub>23</sub>	1331836		
<b>Total</b>	<b>7500294,5</b>	<b>Total</b>	<b>7500294,5</b>

**8. Crystallizer (X-310)****Tabel IV.8** Neraca Panas *Crystallizer* (X-310)

Masuk		Keluar	
H <sub>15</sub>	10156689,47	H <sub>16</sub>	3107536,71
		Q serap	7049152,76
<b>Total</b>	<b>10156689,47</b>	<b>Total</b>	<b>10156689,47</b>

**9. Rotary Vacuum Filter (H-322)****Tabel IV.9** Neraca Panas *Rotary Vacuum Filter* (H-322)

Masuk		Keluar	
H <sub>16</sub>	3107536,71	H <sub>17</sub>	387645,81
H <sub>26</sub>	157663,14	H <sub>18</sub>	2877554,04
<b>Total</b>	<b>3265199,85</b>	<b>Total</b>	<b>3265199,85</b>

**10. Tangki Pencampur (M-320)****Tabel IV.10** Neraca Panas Tangki Pencampur (M-320)

Masuk		Keluar	
H <sub>17</sub>	387645,81	H <sub>19</sub>	3391205,9
H <sub>27</sub>	315326,28	Q loss	141485,99
Q supply	2829719,8		
<b>Total</b>	<b>3532691,89</b>	<b>Total</b>	<b>3532691,89</b>

**11. Crystallizer (X-330)****Tabel IV.11** Neraca Panas *Crystallizer* (X-330)

Masuk		Keluar	
H <sub>19</sub>	3391205,9	H <sub>20</sub>	1907507,18
		Q serap	1483698,71
<b>Total</b>	<b>3391205,9</b>	<b>Total</b>	<b>3391205,9</b>

**12. Rotary Vacuum Filter (H-342)****Tabel IV.12** Neraca Panas *Rotary Vacuum Filter* (H-342)

Masuk		Keluar	
H <sub>20</sub>	1907507,18	H <sub>22</sub>	633415,71
H <sub>21</sub>	44303,53	H <sub>23</sub>	1318395,00
<b>Total</b>	<b>1951810,71</b>	<b>Total</b>	<b>1951810,71</b>

**13. Drum Dryer (B-340)****Tabel IV.13** Neraca Panas *Drum Dryer* (B-340)

Masuk		Keluar	
H <sub>22</sub>	640092,13	H <sub>24</sub>	180674042,96
Q <sub>supply</sub>	218822104,35	H <sub>25</sub>	27847048,31
		Q <sub>loss</sub>	10941105,22
<b>Total</b>	<b>219462196,49</b>	<b>Total</b>	<b>219462196,49</b>

## **BAB V**

### **SPESIFIKASI ALAT**

#### **1. Tangki Penyimpanan Toluena (F-111)**

Kapasitas	: 82477,68 ft <sup>3</sup>
Bentuk	: Tangki silinder dengan tutup atas <i>conical</i> dan dasar rata
Diameter	: 48 ft
Tinggi tangki	: 48 ft
Tebal <i>shell</i> per <i>course</i>	
<i>Course</i> 1	: 0,324 in
<i>Course</i> 2	: 0,27 in
<i>Course</i> 3	: 0,216 in
<i>Course</i> 4	: 0,162 in
<i>Course</i> 5	: 0,108 in
<i>Course</i> 6	: 0,054 in
Tebal Tutup Atas	: 0,313 in
Tebal Tutup Bawah	: 0,25 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-213 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah

#### **2. *Flash Tank* (D-210)**

Fungsi	: Memisahkan sebagian besar toluena dari produk keluar reaktor (R-110)
Tipe	: Silinder vertical dengan atap <i>torispherical</i>
Kapasitas tangki	: 4,086 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	: 1,242 m
Tinggi tangki	: 3,616 m
Bahan konstruksi	: <i>Austentic Stainless Steel</i> , AISI tipe 304
Tekanan	: 1,3 bar
Suhu	: 153,5°C



### 3. *Belt conveyor (J-234)*

Fungsi	: Mengangkut <i>cake</i> dari <i>rotary vacuum filter</i> (H-322) menuju tangki pencampuran (M-320)
Tipe	: <i>Throughed belt in 20° idlers with rolls equal length</i>
Ukuran <i>lump max</i>	: 76 mm
Kapasitas	: 54 ton/jam
<i>Cross sectional area</i>	: 0,017 m <sup>2</sup>
Lebar <i>belt</i>	: 45 cm
Kecepatan <i>belt</i>	: 30,5 m/s
Daya Angkat	: 0,58 hp
Daya Pusat	: 0,7 hp
Daya Tambahan untuk <i>Tripper</i>	: 2,5 hp
<i>Belt plies</i>	: 6
Jumlah	: 1 buah

### 4. *Crystallizer (X-310)*

Fungsi	: Mengkristalkan asam benzoat dari toluena
Jenis	: <i>Swenson Crystallizer with Agitator</i>
Bahan	: <i>Cast steel</i>
Temperatur	: 50°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah	: 1

### 5. *Tangki Pencampur (M-320)*

Fungsi	: Mencampur <i>cake</i> asam benzoat dengan toluena hingga homogen
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>



Bahan	: <i>Stainless Steel</i> , tipe 316 grade M (SA-24)
Kapasitas	: 37,15 ft <sup>3</sup>
Tinggi	: 16 ft
Jumlah	: 1

#### 6. *Rotary Drum Dryer* (B-340)

Fungsi	: Untuk menguapkan sisa toluena dari asam benzoat
Jenis	: <i>Drum dryer</i>
Volume	: 1900,175 ft <sup>3</sup>
Luas permukaan	: 3,18 ft <sup>2</sup>
Diameter <i>dryer</i>	: 7,85 ft
Panjang <i>dryer</i>	: 39,26 ft
Diameter <i>nozzle</i>	: 0,1090 ft
Jumlah putaran	: 4,06 rpm
Waktu tinggal	: 20 menit
Jumlah	: 1

#### 7. *Rotary Vacuum Filter* (H-322)

Fungsi	: Untuk memisahkan <i>cake</i> asam benzoat dari <i>mother liquor</i> dan mencuci <i>cake</i> dengan toluena
Tipe	: <i>Rotary drum filter</i>
Kapasitas	: 63138,6 kg/jam
Temperatur	: 30°C
Berat filter yang keluar	: 63138,6 kg/jam
Berat <i>cake</i> yang dihasilkan	: 40250,2 kg/jam
Densitas <i>cake</i>	: 1257 kg/m <sup>3</sup>
Densitas filtrat	: 860,5 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas filtrat	: 0,829 Pa.s
Volume filtrat	: 73,38 m <sup>3</sup> /jam
Massa <i>dry cake</i>	: 38978 kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter	: 49,2 kg/ m <sup>3</sup> <i>slurry</i>
Kandungan air pada <i>cake</i>	: 3,16%



Penurunan tekanan	: 67 kPa
Waktu siklus	: 5 menit
Bagian filter yang tercelup	: 30%
Luas filter	: 724,1 m <sup>2</sup>
Diameter filter	: 0,735 m
Tinggi filter	: 1,469
Waktu tinggal	: 90 s
Kecepatan putar	: 0,06 putaran/menit
Jumlah	: 1

### 8. Blower (G-114)

Fungsi	: Untuk mengalirkan udara ke dalam kompresor
Jenis	: <i>Centrifugal</i>
Bahan	: <i>Cast Steel</i>
Power	: 20,263 hP
Jumlah	: 1

### 9. Compressor (G-115)

Fungsi	: Untuk menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 15 atm
Jenis	: <i>Centrifugal Compressor (2 stage)</i>
Bahan	: <i>Cast Steel</i>
Tekanan first stage	: 57,433 psi
Tekanan second stage	: 220,5 psi
Temperatur first stage	: 349,27°F
Temperatur 2nd stage	: 349,29°F
Power	: 313,76 hP
Jumlah	: 1

### 10. Dekanter (H-216)

Fungsi	: Untuk memisahkan antara campuran toluena dengan airyang keluar dari reaktor 110
Jenis	: Bejana horizontal berbentuk silinder
Bahan	: <i>Cast steel</i>



Diameter	: 0,89172 m
Jari-jari	: 0,44586 m
Panjang tangki	: 1,78345 m
Kecepatan putar	: 400 rpm/min
Area of pipe	: 0,00104 m <sup>2</sup>
Diameter pipa	: 0,01822 m
Jumlah	: 1

**11. Heater (E-117)**

Fungsi	: Memanaskan toluena dan recycle toluena sebelum masuk ke reaktor.
Jenis	: DPHE
Bahan	: <i>Cast steel</i>
LMTD	: 191,34°F
Anulus	
D2	: 0,1723 ft
D1	: 0,1383 ft
Inner pipe	
D	: 0,1150 ft
a''	: 0,435 ft/ft <sup>2</sup>
U <sub>c</sub>	: 601,16 Btu/hr(ft <sup>2</sup> )(°F)
U <sub>D</sub>	: 272,97 Btu/hr(ft <sup>2</sup> )(°F)
A	: 10,196 ft <sup>2</sup>
Jumlah	: 1

**12. Pompa (L-112)**

Fungsi	: Untuk memompa dan menaikkan tekanan bahan baku fresh toluena dari tangki penyimpanan serta recycle toluena menuju reaktor.
Jenis	: Rotary pump
Kapasitas pompa	: 0,05 cuft/s
Power pompa	: 8,00 hP
Ukuran pipa	
D Nominal	: 2 in






---



---

ID	: 2,067 in
OD	: 2,38 in
Schedule no.	: 40
Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Power motor	: 9,30 hP
Jumlah	: 1

### 13. Reaktor (R-110)

Fungsi	: Mereaksikan toluena dengan udara, katalis, dan recycle toluena.
Jenis	: <i>Cylindrical-Torispherical Roof-Torispherical Battom Tank</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Tekanan Operasi	: 15 atm
Tekanan Desain	: 18,005 atm
Kapasitas tangki	: 3,63 m <sup>3</sup>
Tinggi tangki	: 5,87 ft
Jumlah tangki	: 1
Diameter tangki	
Diameter dalam	: 2,4 in
Diameter luar	: 1,22 in
Tebal shell	: 5/16 in
Tinggi head tangki	: 1,63 ft
Tebal head tangki	: 1/4 in
Diameter jaket	
Diameter dalam	: 106 in
Diameter luar	: 107 in
Tebal jaket	: 0,13 in
Jumlah	: 1

## **BAB VI**

### **UTILITAS**

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu, unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses.

#### **VI.1 Utilitas secara Umum**

Utilitas pada suatu industri meliputi kebutuhan air, *steam* dan listrik. Air yang digunakan dalam industri memiliki syarat tertentu. Oleh karena itu, air yang diambil dari sumbernya perlu di *treatment* terlebih dahulu. Beberapa *treatment* yang dipakai yaitu koagulasi dan flokulasi, sedimentasi dan *ion exchange*.

##### **1. Koagulasi dan flokulasi**

Proses koagulasi dalam pengolahan air adalah proses pengumpulan partikel kecil menjadi partikel yang lebih besar sehingga selanjutnya dapat dipisahkan dari air melalui proses sedimentasi, filtrasi ataupun membran. Pengumpulan dan perbesaran partikel dalam proses koagulasi dan flokulasi dilakukan dengan penambahan koagulan. Proses koagulasi dilakukan dengan menambahkan koagulan dan dilakukan pemutaran cepat. Sedangkan proses flokulasi adalah proses pembesaran partikel setelah proses koagulasi. Proses ini dilakukan dengan pengadukan lambat (*Pizzi, 1979*).

Umumnya koagulan yang dipakai berupa tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) atau PAC. Setelah ditambahkan koagulan tawas ataupun PAC pH air akan turun dan suasana menjadi asam sehingga pada proses flokulasi biasanya terdapat proses netralisasi dengan penambahan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .

##### **2. Sedimentasi**

Proses pengendapan padatan yang terbentuk dari proses flokulasi dan koagulasi secara gravitasi. Alat yang digunakan berupa *settling tank*. Alat yang digunakan untuk proses sedimentasi ini disebut *clarifier* (*Pizzi, 1979*).



### 3. Filtrasi

Proses ini merupakan proses penyaringan setelah proses sedimentasi menggunakan filter. Pada proses ini terjadi penyaringan partikel yang belum dapat terendapkan pada *clarifier*.

Pada filter tersusun beberapa adsorben seperti karbon aktif, pasir, pasir silika dan antrasit. Adsorben disusun dengan urutan tertentu pada filter agar air yang keluar dari filter merupakan air bersih. Selain memisahkan partikel yang belum terendapkan, adanya adsorben pada filter mampu memisahkan ion besi dan mangan pada air.

### 4. Ion exchange

Proses ini digunakan untuk menghilangkan ion-ion yang tidak diinginkan dalam air seperti, arsen, nitrat, kalsium dan magnesium (*hardness*). Dalam *ion exchange* ini digunakan kation dan anion untuk menghilangkan ion-ion dalam air (Pizzi, 1979).

Proses *ion exchange* ini digunakan untuk air yang akan digunakan untuk *boiler*. Air umpan *boiler* memiliki syarat khusus. Keberadaan ion besi, arsen, nitrat, kalsium dan magnesium dapat merusak *boiler* dan mempercepat kerak pada *boiler*.

Pada pabrik asam benzoat *steam* yang dihasilkan merupakan *steam* dengan tekanan 9 bar. *Boiler* yang digunakan merupakan *boiler* dengan tekanan tinggi. Sehingga syarat air umpan *boiler* sangat ketat berbeda dengan *boiler* dengan tekanan rendah. Air umpan *boiler* bertekanan tinggi harus melalui proses demineralisasi. Proses demineralisasi terdiri atas kolom kation yang berisi resin kation dan kolom anion berisi resin anion.

Pada kolom kation ion-ion positif dalam air ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{+}$ ) akan diikat oleh resin kation, sedangkan ion-ion negatif dalam air ( $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ) selanjutnya akan diikat oleh resin anion. Regenerasi resin kation menggunakan larutan HCl



sedangkan untuk regenerasi resin anion menggunakan larutan NaOH (*Imafuku, 1999*).

## VI.2 Utilitas di Pabrik Asam Benzoat

Pabrik asam benzoat dari toluena dan udara dengan proses oksidasi memiliki sarana utilitas berupa air, *steam* serta listrik. Berikut kebutuhan utilitas pada pabrik asam benzoat:

### VI.2.1 Air

Kebutuhan air pada pabrik asam benzoat dipenuhi dari air sungai Donan dengan debit 1-1000 liter/detik yang terlebih dulu di *treatment*. Air digunakan untuk menghasilkan *steam* dari unit *boiler*, pendingin untuk *cooler*, dan untuk keperluan sanitasi.

#### a. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, pemadam kebakaran dan keperluan lainnya. Berikut jumlah air sanitasi yang dibutuhkan pada pabrik asam benzoat dari toluena dan udara dengan proses oksidasi.

- Untuk keperluan karyawan Asumsi:

Jumlah karyawan	= 300 orang
Kebutuhan tiap orang	= 120 liter/hari/kapita
Total kebutuhan air	= 120 x 300
	= 36000 liter/hari

- Untuk laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium adalah 15% dari kebutuhan karyawan, sehingga kebutuhan air adalah:

$$15\% \times 36000 \text{ liter/hari} = 5400 \text{ liter/hari}$$

- Untuk hidran kebakaran

Standar kebutuhan air untuk hidran kebakaran menurut SNI 19-6728.1-2002 sebesar 5% dari kebutuhan domestik (kebutuhan air karyawan), sehingga kebutuhan air adalah:

$$5\% \times 36000 \text{ liter/hari} = 1800 \text{ liter/hari}$$

Dari rincian di atas, dapat dihitung kebutuhan air sanitasi pada pabrik asam benzoat ini sebesar



$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan air sanitasi} &= (36000+5400+1800) \text{ liter/hari} \\
 &= 43200 \text{ liter/hari} \\
 &= 43,2 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

b. Air pendingin

Air pendingin pada pabrik asam benzoat dari toluena dan udara dengan proses oksidasi adalah untuk pendingin pada *cooler*, kondensor, reaktor dan toluena *holding tank*. Kebutuhan air pendingin pada pabrik asam benzoat adalah sebagai berikut:

**Tabel VI.1** Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/hari)
1.	Reaktor (R-110)	547901,7
2.	Toluena <i>holding tank</i> (F-325)	240151,37
3.	Kondensor (E-118)	107709,19
4.	<i>Cooler</i> (E-313)	61150,77
5.	Kondensor (E-213)	1466119,47
6.	<i>Crystallizer</i> (X-310)	4700271,46
7.	<i>Crystallizer</i> (X-330)	98982,27
<b>Total</b>		<b>7222283,63</b>

c. Air boiler

Air umpan *boiler* adalah air umpan yang dilunakkan dari kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut. Walaupun air sudah terlihat jernih tetapi pada umumnya masih mengandung garam dan asam yang dapat merusak *boiler*. Proses pelunakan pada air *boiler* disebut sebagai proses demineralisasi.



### VI.2.2 Steam

Steam yang dihasilkan dari unit boiler. Steam biasanya digunakan sebagai media pemanas dalam proses produksi. Kebutuhan air boiler pada pabrik asam benzoat adalah:

**Tabel VI.2 Kebutuhan Steam**

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/hari)
1.	Pre-heater (E-117)	6630,6
2.	Pre-heater (E-116)	5951,19
3.	Heater (E-212)	1481,1
4.	Tangki Pencampur (M-320)	5825,46
5.	Drum dryer (B-340)	450482,26
<b>Total</b>		<b>470370,61</b>

### VI.3 Listrik

Listrik pada pabrik digunakan untuk penerangan pabrik, dan proses produksi sebagai tenaga penggerak beberapa peralatan proses seperti pompa dan peralatan proses kontrol. Tenaga listrik untuk pabrik ini dipenuhi oleh jaringan PT.PLN Persero dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sewaktu-waktu terjadi gangguan PLN.

Dari uraian di atas dapat dihitung kebutuhan air yang digunakan pada pabrik asam benzoat. Berikut kebutuhan air yang diambil dari sungai per hari:

- Air Sanitasi

Total air sanitasi yang dibutuhkan pada pabrik asam benzoat sebesar 43200 liter/hari

Pada 30°C = 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Total Air = 43200 liter/hari

= 43,2 m<sup>3</sup>/hari



- **Air Pendingin**

Total air yang digunakan sebagai pendingin pada pabrik asam benzoat sebesar 7222283,63 kg/hari. Setelah air pendingin digunakan, air *direcycle* dan dapat digunakan kembali. Sebagian air hilang ketika *direcycle*. Oleh karena itu dibutuhkan air *make up* agar jumlah air pendingin tetap sama.

$$\begin{aligned}\text{Water make up pendingin} &= 10\% \times 7222283,63 \text{ kg/hari} \\ &= 722228,36 \text{ kg/hari} \\ &= 725,36 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

- **Air boiler**

Total air umpan *boiler* yang dibutuhkan pada pabrik asam benzoat sebesar 470370,61 kg/hari. Pada proses pemanasan sekitar 80% kondensat dapat digunakan kembali, sehingga dibutuhkan air tambahan untuk umpan *boiler* agar *steam* yang dihasilkan sesuai dengan kebutuhan.

$$\begin{aligned}\text{Water make up boiler} &= 20\% \times 470370,61 \text{ kg/hari} \\ &= 94074,122 \text{ kg/hari} \\ &= 94,48 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Dari rincian diatas dapat dihitung jumlah air keseluruhan yang dibutuhkan pada pabrik asam benzoat. Berikut total air yang dibutuhkan:

**Tabel VI.3 Kebutuhan Air Tiap Hari**

Kegunaan	Jumlah (m <sup>3</sup> /hari)
Air Sanitasi	43,2
Water Make Up Pendingin	725,36
Water Make Up Umpan Boiler	94,48
<b>Total</b>	<b>863,04</b>

Jumlah air yang dibutuhkan sebesar 863,04 m<sup>3</sup>/hari.

## **BAB VII**

### **KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA**

Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan syarat mutlak yang harus dilaksanakan dalam suatu perusahaan sebagai usaha untuk mencegah dan mengendalikan kerugian yang diakibatkan dari adanya kecelakaan, kebakaran, kerusakan harta benda perusahaan dan kerusakan lingkungan serta bahaya-bahaya lainnya.

#### **VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum**

Menurut UU No.1 Tahun 1970 tentang keselamatan kerja menjelaskan bahwa:

1. Tenaga kerja berhak mendapat perlindungan atas keselamatannya dalam pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi serta produktivitas
2. Keselamatan kerja berguna untuk mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran, bahaya peledakan ataupun terkena aliran listrik
3. Kewajiban dan atau hak tenaga kerja adalah memakai alat- alat pelindung diri yang diwajibkan, memenuhi dan mentaati semua syarat-syarat keselamatan dan kesehatan yang diwajibkan.
4. Pengurus diwajibkan menempatkan gambar keselamatan kerja pada tempat-tempat yang mudah terlihat dan terbaca. Selain itu pengurus diwajibkan menyediakan secara cuma-cuma semua alat pelindung diri yang diwajibkan pada tenaga kerja

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.





Menurut Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi tentang alat pelindung diri (APD) menjelaskan bahwa alat pelindung diri adalah suatu alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang yang fungsinya mengisolasi sebagian seluruh tubuh dari potensi bahaya di tempat kerja. Berikut jenis alat pelindung diri (APD):

(1) Alat pelindung kepala

Alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia, jasad renik (mikroorganisme) dan suhu yang ekstrim.

Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (*safety helmet*), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut dan lain-lain.

(2) Alat pelindung mata dan muka

Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik yang mengion maupun yang tidak mengion, pancaran cahaya, benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam.

Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman (*spectacles*), *goggles*, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).

(3) Alat pelindung telinga

Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan. Jenis alat pelindung telinga terdiri dari sumbat telinga (*ear plug*) dan penutup telinga (*ear muff*).

(4) Alat pelindung pernapasan

Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan



dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikroorganisme, partikel yang berupa debu, kabut (*aerosol*), uap, asap, gas/*fume*, dan sebagainya.

Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, respirator, katrit, kanister, *re-breather*, *airline respirator*, *continuous air supply machine* (*air hose mask respirator*), tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus* /SCUBA), *Self-Contained Breathing Apparatus* (SCBA), dan *emergency breathing apparatus*.

(5) Alat pelindung tangan

Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari pajanan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus, bakteri) dan jasad renik.

Jenis pelindung tangan terdiri dari sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berpelapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

(6) Alat pelindung kaki

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir.

Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, kontruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

(7) Pakaian pelindung

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, pajanan api dan benda-benda panas,



percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikroorganisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur.

Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), *jacket*, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

(8) Alat pelindung jatuh perorangan

Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar.

Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*decender*), alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*), dan lain-lain.



## VII.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja di Pabrik Asam Benzoat

**Tabel VII.1** Keselamatan dan Kesehatan Kerja di Pabrik Asam Benzoat

No.	Daerah	Bahaya	Alat Pelindung Diri
1.	<i>Mixing Tee</i>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Kebocoran pipa</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Safety helmet</i></li><li>• <i>Welding glass</i></li><li>• <i>Air respirator</i></li><li>• Sepatu</li><li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li></ul>
2.	Pompa dan Kompresor	<ul style="list-style-type: none"><li>• Menimbulkan kebisingan</li><li>• Terjadi kebocoran</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Safety helmet</i></li><li>• <i>Welding glass</i></li><li>• <i>Air respirator</i></li><li>• <i>Ear Plug</i></li><li>• Sepatu</li><li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li></ul>
3.	Tangki Penyimpan	<ul style="list-style-type: none"><li>• Terjadi kebocoran</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Safety helmet</i></li><li>• <i>Welding glass</i></li><li>• <i>Air respirator</i></li><li>• Sepatu</li><li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li></ul>



*BAB VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja*

4.	<i>Heater</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Menimbulkan panas</li> <li>• Terjadi kebocoran</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Safety helmet</i></li> <li>• <i>Welding glass</i></li> <li>• <i>Air respirator</i></li> <li>• Sarung tangan</li> <li>• Sepatu</li> <li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li> </ul>
5.	Reaktor	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bertekanan dan bertempera tur tinggi</li> <li>• Terjadi kebocoran</li> <li>• Terjadi ledakan</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Safety helmet</i></li> <li>• <i>Welding glass</i></li> <li>• <i>Air respirator</i></li> <li>• Sarung tangan</li> <li>• Sepatu</li> <li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li> </ul>
6.	<i>Flash tank</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Beroperasi pada temperatur tinggi</li> <li>• Terjadi kebocoran</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Safety helmet</i></li> <li>• <i>Welding glass</i></li> <li>• <i>Air respirator</i></li> <li>• Sarung tangan</li> <li>• Sepatu</li> <li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li> </ul>

*BAB VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja*

7.	<i>Crystallizer</i>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Terjadi kebocoran</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Safety helmet</i></li><li>• <i>Welding glass</i></li><li>• <i>Air respirator</i></li><li>• Sarung tangan</li><li>• Sepatu</li><li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li></ul>
8.	<i>Dryer</i>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Menimbulkan kebisingan</li><li>• Bertemperatur tinggi</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Safety helmet</i></li><li>• <i>Air respirator</i></li><li>• <i>Ear Plug</i></li><li>• Sarung tangan</li><li>• Sepatu</li><li>• Pakaian pelindung (<i>cattle pack</i>)</li></ul>



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB VIII INSTRUMENTASI**

### **VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri**

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*).

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

a. Penunjuk (*indicator*)

*Indicator* adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.

b. Pengirim (*Transmitter*)

Adalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana transmitter kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal standart. Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal recorder, indicator atau alarm.



c. Pencatat (*Recorder*)

*Recorder* (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.

d. Pengatur (*Controller*)

*Controller* adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

e. Katup pengatur (*Control valves*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

## 1. Pengatur suhu :

## a) Temperatur Indikator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer, termokopel.

b) Temperatur *Controller* (TC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

## c) Temperature Indicator Controller (TIC)

Fungsi : mencatat dan mengendalikan temperatur operasi.



## 2. Pengaturan Tekanan (*Pressure*) :

- a) *Pressure Indikator (PI)*  
Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut.  
Jenis pressure indikator antara lain : *pressure gauge*.
- b) *Pressure Controller (PC)*  
Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
- c) *Pressure Indicator Controller (PIC)*  
Fungsi : mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta.

## 3. Pengatur aliran (*flow*) :

- a) *Flow Indicator Controller (FIC)*  
Fungsi : menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu.
- b) *Flow Indicator (FI)*  
Fungsi : menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan.
- c) *Flow Controller (FC)*  
Fungsi : mengendalikan laju aliran dalam peralatan.
- d) *Flow Recorder (FR)*  
Fungsi : mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus.
- e) *Flow Recorder Control (FRC)*  
Fungsi : untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus-menerus.

## 4. Pengaturan tinggi permukaan (*level*) :

- a) *Level indicator (LI)*  
Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu vessel.
- b) *Level Indicator Control (LIC)*  
Fungsi : sebagai alat penunjuk untuk mengetahui ketinggian fluida dan untuk mengendalikan atau



mengatur level fluida agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik p-xilena ini, yaitu :

- 1) Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- 2) Suku cadang mudah diperoleh.
- 3) Mudah dalam pengoperasiannya.
- 4) Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai.

### **VIII.2 Sistem Instrumentasi dalam Pabrik Asam Benzoat Dari Toluena dan Udara Dengan Proses Oksidasi**

Sistem instrumentasi yang dipasang dalam Pabrik Asam Benzoat dari Toluena dan Udara dengan Proses Oksidasi adalah sebagai berikut :

**Tabel VIII.1** Instrumentasi dalam Pabrik Asam Benzoat

<b>No.</b>	<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Instrumentasi</b>
1.	Tangki Penyimpan Toluena	F-111	<i>Level indicator</i>
2.	Reaktor	R-110	<i>Temperature controller Flow controller Pressure controller</i>
3.	<i>Flash Tank</i>	D-210	<i>Flow controller</i>
4.	Dekanter	H-216	<i>Level indicator Flow controller</i>
5.	Kondensor	E-118 E-213 E-347	<i>Temperature controller</i>
6.	Heater	E-117 E-116 E-212	<i>Temperature controller</i>



		E-332	
7.	<i>Crystallizer</i>	X-310 X-330	<i>Temperature controller</i>
8.	<i>Mixer</i>	M-320	<i>Temperature controller</i>
9.	Kompresor	G-115	<i>Pressure controller</i>
10.	Bin Asam Benzoat	F-345	<i>Level indicator</i>
11.	<i>Holding Tank</i> Toluena	F-325	<i>Flow controller</i> <i>Level indicator</i>



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

Menurut Undang-undang Republik Indonesia No.32 Tahun 2009 menjelaskan bahwa limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan. Bahan berbahaya dan beracun yang selanjutnya disingkat B3 adalah zat, energi, dan/atau komponen lain yang karena sifat, konsentrasi, dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusak lingkungan hidup, dan/atau membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, serta kelangsungan hidup manusia dan makhluk hidup lain. Limbah bahan berbahaya dan beracun, yang selanjutnya disebut Limbah B3, adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan yang mengandung B3. Pengelolaan limbah B3 adalah kegiatan yang meliputi pengurangan, penyimpanan, pengumpulan, pengangkutan, pemanfaatan, pengolahan, dan/atau penimbunan. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu:

- *Reduce*, minimalisasi sampah dari sumber
- *Reuse*, memanfaatkan kembali limbah
- *Recovery*, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
- *Recycle*, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas.



Dalam Pabrik Asam Benzoat, limbah yang dihasilkan dari proses produksi, yaitu :

1. Limbah Gas

Limbah gas yang dihasilkan dari pabrik asam benzoat berasal dari gas sisa pembakaran pembangkit steam pada boiler di utilitas dan gas sisa dari reaktor.

2. Limbah cair

Limbah cair yang dihasilkan dari pabrik asam benzoat berasal dari limbah domestik, oli bekas pelumas, air bekas *cooler* maupun *condenser*, dan *mother liquor* dari sisa proses pengolahan.

Penanganan limbah pada Pabrik Asam Benzoat

1. Limbah Gas

Sebagian jenis gas dapat dipandang sebagai pencemar udara terutama apabila konsentrasi gas tersebut melebihi tingkat konsentrasi normal. Senyawa pencemar udara itu digolongkan menjadi:

- a. Senyawa pencemar primer adalah senyawa pencemar yang langsung dibebaskan dari sumber.
- b. Senyawa pencemar sekunder adalah senyawa pencemar yang baru terbentuk akibat terjadinya reaksi antara dua atau lebih senyawa primer selama berada di atmosfer. Pengolahan limbah gas dilakukan di flare. Flare ini berfungsi untuk membakar gas sebelum dibuang ke atmosfer.

2. Limbah Cair

- a. Pengolahan limbah minyak pelumas bekas  
Minyak pelumas yang telah terpakai untuk generator, pompa dan mesin lain dikumpulkan dan dijual kepada pengumpul pelumas bekas.
- b. Pengolahan limbah *mother liquor*  
*Mother liquor* yang masih banyak mengandung toluena dan sedikit padatan asam benzoat yang terikut. Untuk memanfaatkan kembali toluena yang



terkandung di dalam *mother liquor* maka didirikan unit *recovery* untuk mengolah kembali cairan *mother liquor* yang dapat dimanfaatkan kembali berupa toluena yang dapat digunakan kembali untuk media pencucian di *rotary vacuum filter*.

c. Netralisasi

Netralisasi digunakan untuk mengolah air sanitasi dan air dari blowdown boiler. Hasil pengolahan ini diharapkan memenuhi baku mutu lingkungannya yaitu pH 6-7 dan COD <40 mg/L. pengolahan secara netralisasi sebagai berikut pH dari limbah diukur dengan menggunakan converter. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka air akan dibuang secara otomatis. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia.

- Jika pH > 9, maka diinjeksi HCl
- Jika pH < 6, maka diinjeksi NaOH

d. *Final check water point*

Unit ini digunakan untuk memantau air buangan yang telah diolah lalu dibuang ke sungai dengan bantuan gravitasi.





*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB X**

### **KESIMPULAN**

Dari uraian proses pabrik asam benzoat dari toluena dan udara dengan proses oksidasi ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik asam benzoat dari toluena dan udara dengan proses oksidasi adalah sebesar 400 ton/hari atau 18000 ton/tahun atau 60 ton/hari.
2. Bahan baku yang digunakan adalah toluena sebesar 67340,73 kg toluena/hari atau 67,34 ton toluena/hari.
3. Tahap pembuatan p-xilena ini melalui beberapa tahapan proses yaitu:
  - a. Tahap *pre-treatment* digunakan untuk menaikkan dan memanaskan toluena dan udara
  - b. Tahap oksidasi untuk mengkonversi toluena yang dibantu dengan katalis *cobalt naphthenate* menjadi asam benzoat
  - c. Tahap pemisahan yaitu untuk memisahkan sebagian besar toluena yang tidak bereaksi dari produk keluar reaktor
  - d. Tahap pemurnian digunakan untuk mengkristalkan asam benzoat, kemudian kristal asam benzoat dikeringkan hingga kemurnian 99,9%
4. Hasil utama berupa asam benzoat, dan tidak ada produk samping.
5. Limbah yang dihasilkan yaitu berupa limbah cair yang berasal dari limbah domestik kantor dan dari proses utama berupa sisa *mother liquor* serta limbah gas sisa yang berasal dari pembakaran penghasil *steam* pada boiler dan gas sisa dari reaktor.



#### 6. Kebutuhan air

Jumlah kebutuhan air total pabrik asam benzoat dari toluena dan udara dengan proses oksidasi per hari adalah:

- Air sanitasi	= 43,2 m <sup>3</sup> /jam
- <i>Make up water</i> pendingin	= 725,36 m <sup>3</sup> /jam
- <i>Make up water</i> umpan boiler	= 94,48 m <sup>3</sup> /jam
Total	= 863,04 m <sup>3</sup> /jam

## APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 18000 ton Asam Benzoat/tahun  
               : 60 ton Asam Benzoat/hari  
               : 60.000 kg Asam Benzoat/hari  
 Operasi : 300 hari tahun, 24 jam/hari  
 Satuan Massa : kg  
 Basis Waktu : hari

Untuk kapasitas 60 ton Asam Benzoat/hari dibutuhkan bahan baku toluena 54628,4 kg/hari dan udara 128810,78 kh/hari dengan komposisi toluena dan udara sebagai berikut :

### Komposisi Toluena

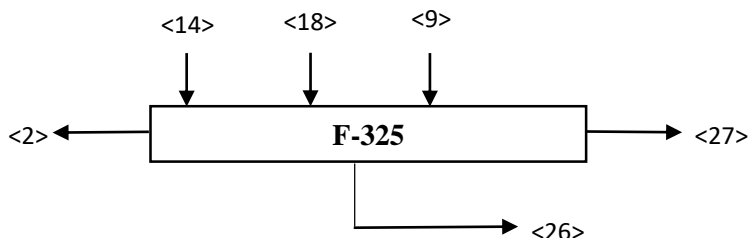
Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa
$C_7H_8$	92	0,9995	54601,0385
$C_6H_6$	78	0,0005	27,3141764
Total		1	54628,353

### Komposisi Udara

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa
$O_2$	32	0,233009709	30014,1633
$N_2$	28	0,766990291	98796,621
Total		1	128810,784

### 1. Tangki Penampung Recycle (F-325)

Fungsi : Menampung recycle toluena



Nb : aliran <18> dikurangi 20% untuk dibuang

Komponen	Masuk			
	<14>		<18>	
	X14	M14	X18	M18
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,656	23245,4	0,9206	38293,17
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,001	34,1	0,001	48,381
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,308	10902,9	0,055	2289,496
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,034	1209,4	0,014	596,478
Katalis	0,002	62,4	0,0089	370,378
Total	1	35454,1	1	41597,905
	78206,984			

Masuk			
<9>		<28>	
X9	M9	X28	M28
0,998	548,1	0,999	605
0,001	0,772	0,001	0,880
0,001	0,341	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
1	549,17	1,000	606
78206,984			

Komponen	Keluar			
	<2>		<26>	
	X2	M2	X26	M26
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,80	15672,878	0,8016	15672,88
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,001	21,021	0,0011	21,02
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,17	3298,187	0,1687	3298,19
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,02	451,467	0,0231	451,47
Katalis	0,006	108,193	0,0055	108,19
Total	1	19551,7	1	19551,75
	78206,984			

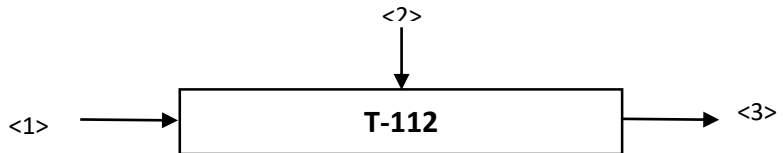
Keluar	
<27>	
X27	M27
0,80161	31345,8
0,001075	42,043
0,16869	6596,37
0,023091	902,934
0,005534	216,386
1	39103,5
78206,984	

**Tabel A.1** Neraca Massa Pada Tangki Penampung Recycle (F-325)

Masuk		Keluar	
Aliran <9>		Aliran <2>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	548,057	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	15672,878
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,772	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	21,021
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,341	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	3298,187
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	451,467
Katalis	0,000	Katalis	108,193
	549,169		19551,746
Aliran <14>		Aliran <26>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	23245,374	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	15672,878
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,054	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	21,021
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	10902,910	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	3298,187
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1209,389	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	451,467
Katalis	62,393	Katalis	108,193
	35454,120		19551,746
Aliran <18>		Aliran <27>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	38293,172	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	31345,757
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	48,381	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	42,043
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2289,496	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	6596,373
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	596,478	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	902,934
Katalis	370,378	Katalis	216,386
	41597,905		39103,492
Aliran <28>			
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	604,911		
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,880		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,000		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000		
Katalis	0,000		
	605,791		
<b>78206,984</b>		<b>78206,984</b>	

## I.2 Header I (T-112)

Fungsi : Mencampur fresh toluena dengan recycle toluena dari F-325



Komponen	Masuk				Keluar	
	<1>		<2>		<3>	
	X10	M10	X2	M2	X3	M3
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,9995	35429,15	0,940	18381,02	0,9784	53810,2
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0005	17,72	0,001	19,03	0,0007	36,750
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,0000	0,0000	0,040	772,54	0,0140	772,535
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,02	310,367	0,0056	310,367
Katalis	0,0000	0,0000	0,004	70,17	0,0013	70,172
Total	1	35446,88	1,0000	19553,12	1	55000
	55000				55000	

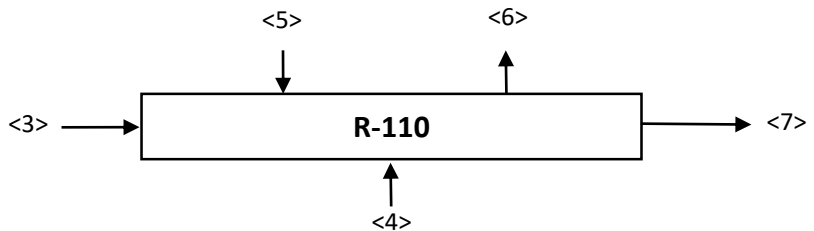


**Tabel A.2 Neraca Massa Pada Mixing Tee (T-112)**

Masuk		Keluar	
<u>Aliran &lt;1&gt;</u>		<u>Aliran &lt;3&gt;</u>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	35429,154	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	53810,176
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	17,723	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	36,750
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	772,535
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	310,367
Katalis	0,000	Katalis	70,172
	35446,878		55000,000
<u>Aliran &lt;2&gt;</u>			
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	18381,022		
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	19,026		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	772,535		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	310,367		
Katalis	70,172		
	19553,122		
	<b>55000,000</b>		<b>55000,000</b>

**I.3 Reaktor (R-110)**

Fungsi : Mereaksikan toluena dengan udara



Perbandingan bahan baku :

Toluena = 1

Udara = 2,3938

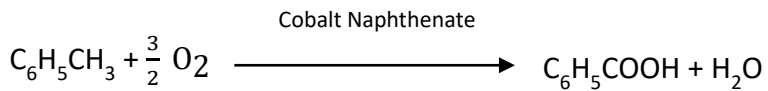
## Komposisi Feed Reaktor

Komponen	BM	<3>	
		kg/hari	kg/mol
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	53810	584,893
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	36,750	0,47115
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	106	772,54	7,288
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	122	310,37	2,544
O <sub>2</sub>	32	0	0
N <sub>2</sub>	28	0	0
Katalis	401	70,172	0,1749
Total		55000	595,37
		184079,8352	

<4>		<5>	
kg/hari	kg/mol	kg/hari	kg/mol
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
30014,16	937,94	0	0
98796,62	3528,5	0	0
0	0	269,05	0,67
128810,8	4466,4	269,05	0,67
184079,8352			

Reaksi utama :

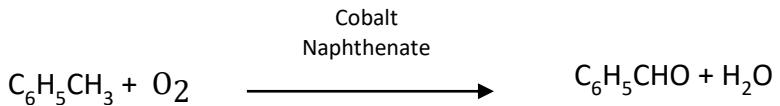
Konversi toluena = 50%



	$C_7H_8$	$3/2 O_2$	$\longrightarrow$	$C_6H_5COOH$	$H_2O$
m	584,89322	937,943		2,543991786	0
r	292,44661	438,67		292,4466097	292,44661
s	292,44661	499,273		294,9906014	292,44661

Reaksi sampling :

Konversi toluena = 3%



	$C_7H_8$	$O_2$	$\longrightarrow$	$C_6H_5CHO$	$H_2O$
m	292,44661	499,273		7,28806996	292,44661
r	8,7733983	8,7734		8,77339829	8,77339829
s	283,67321	490,499		16,06146825	301,220008

Komposisi Keluar Reaktor

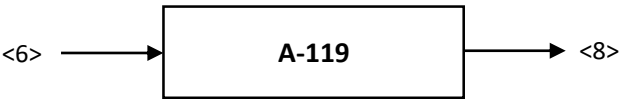
Komponen	BM	<6>		<7>	
		kg/hari	kg/mol	kg/hari	kg/mol
$C_7H_8$	92	548,0566	5,9571	25549,88	277,716
$C_6H_6$	78	0,7717	0,0099	35,9782	0,4613
$C_7H_6O$	106	0,3405	0,0032	1702,1751	16,0583
$C_7H_6O_2$	122	0,0000	0,0000	35988,853	294,991
$O_2$	32	15695,977	490,4993	0,0000	0,0000
$N_2$	28	98796,62	3528,4507	0,0000	0,0000
Katalis	401	0,0000	0,0000	339,2224	0,8454
$H_2O$	18	5421,96014	301,220008	0	0
Total		120463,73		63616,11	
		184079,8352			

**Tabel A.3 Neraca Massa Pada Reaktor (R-110)**

Masuk		Keluar	
<u>Aliran &lt;3&gt;</u>		<u>Aliran &lt;6&gt;</u>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	53810,176	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	548,057
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	36,750	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,772
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	772,535	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,341
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	310,367	O <sub>2</sub>	15695,977
Katalis	70,172	N <sub>2</sub>	98796,621
	55000,000	H <sub>2</sub> O	5421,960
			120463,727
<u>Aliran &lt;4&gt;</u>		<u>Aliran &lt;7&gt;</u>	
O <sub>2</sub>	30014,163	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	25549,879
N <sub>2</sub>	98796,621	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	35,978
	128810,784	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1702,175
		C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	35988,853
<u>Aliran &lt;5&gt;</u>		Katalis	339,222
Cobalt			
Naphthenate	269,051		63616,108
	269,051		
	<b>184079,835</b>		<b>184079,835</b>

**I.4 Akumulator I (A-119)**

Fungsi : Menampung cairan campuran setelah dikondensasi



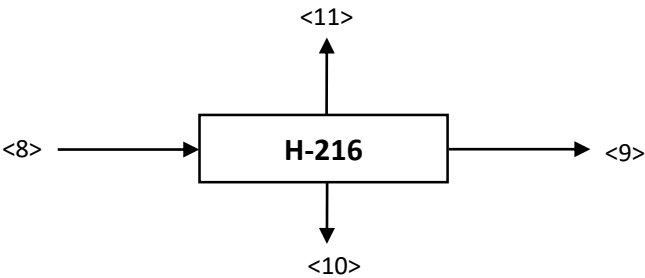
Komponen	Masuk		Keluar	
	<6>		<8>	
	X6	M6	X8	M8
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,00454956	548,0566	0,004549557	548,06
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	6,4065E-06	0,7717	6,40648E-06	0,772
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2,8266E-06	0,3405	2,8266E-06	0,341
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0	0,0000	0	0,000
Katalis	0	0,0000	0	0,000
O <sub>2</sub>	0,13029629	15695,9773	0,130296295	15696,0
N <sub>2</sub>	0,82013585	98796,6210	0,820135846	98797
H <sub>2</sub> O	0,04500907	5421,9601	0,045009068	5421,96
Total	1	120463,7273	1	120464
	120463,7273		120463,7273	

Tabel A.4 Neraca Massa Pada Akumulator I (A-119)

Masuk		Keluar	
Aliran <6>		Aliran <8>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	548,057	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	548,057
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,772	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,772
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,341	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,341
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000
Katalis	0,000	Katalis	0,000
O <sub>2</sub>	15695,977	O <sub>2</sub>	15695,977
N <sub>2</sub>	98796,621	N <sub>2</sub>	98796,621
H <sub>2</sub> O	5421,960	H <sub>2</sub> O	5421,960
	120463,727		120463,727
	120463,727		120463,727

I.5 Dekanter (H-216)

Fungsi : Memisahkan antara campuran toluena dengan air



$F = P1 + P2 + \text{Gas}$

Fenomena

Perhitungan waktu tinggal :

$t = (6,24 \times \mu) / (\rho A - \rho B),$

dimana :  $\mu$  = Viskositas campuran, cP

$\rho A$  = Densitas fase berat, lb/cuft

$\rho B$  = Densitas fase ringan, lb/cuft

Perhitungan volume bejana :

$$V = (D^2 \times \pi \times p)/4, \text{ dimana } \begin{array}{l} V = \text{Volume bejana} \\ D = \text{Diameter bejana} \end{array}$$

Menghitung tinggi fase berat di luar bejana :

$$Z.A0 = Z.A1 + ((Z.T - Z.A1) \times (\rho A/\rho B)),$$

Dimana :  $Z.A1$  = Tinggi fase berat dalam bejana

$Z.A0$  = Tinggi fase berat luar bejana

$Z.T$  = Tinggi total fase berat dan ringan

Logika Perhitungan :

1. Menghitung densitas dan viskositas campuran fraksi ringan dan berat.
2. Menghitung waktu pemisahan kedua fase.
3. Menghitung debit (Q) feed ke dalam bejana.
4. Menghitung volume bejana
5. Menghitung tinggi feed total dalam bejana.
6. Menghitung tinggi fase ringan dan berat dalam bejana.
7. Menghitung tinggi fase berat di luar bejana.
8. Menghitung volume fase ringan yang terpisahkan.
9. Menghitung volume fase berat yang terpisahkan.
10. Menghitung massa fase ringan dan berat yang terpisahkan.

**Perhitungan densitas & viskositas campuran fraksi ringan dan fraksi berat**

Komponen	<8>		Density	f x $\rho$
	kg/hari	Fraksi massa (f)	(g/cm <sup>3</sup> ) at 100°C	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	548,05	0,004549557	0,793	0,0036078
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,77	6,40648E-06	0,793	5,0803E-06
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,340	2,8266E-06	1,04	2,9397E-06
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000	0	-	-
O <sub>2</sub>	15695,98	0,130296295	-	-
N <sub>2</sub>	98796,62	0,820135846	-	-
Katalis	0,0000	0	-	-
H <sub>2</sub> O	5421,96	0,045009068	0,9586046	0,0431459
Total	120463,73	1		0,0467617

$$\rho \text{ campuran} = 46,7617 \text{ kg/m}^3$$

**$\rho$  campuran fraksi berat ( $\rho_A$ )**

Komponen	<8>		Density	f x $\rho$
	kg/hari	Fraksi massa (f)	(kg/cm <sup>3</sup> ) at 100°C	
H <sub>2</sub> O	5421,9601	1	958,6046	958,6046
Total	5421,9601	1		958,6046

$$\rho \text{ campuran fraksi berat} = 958,6046 \text{ kg/m}^3$$

**$\rho$  campuran fraksi ringan ( $\rho_B$ )**

Komponen	<8>		Density	f x $\rho$
	kg/hari	Fraksi massa (f)	(g/cm <sup>3</sup> ) at 100°C	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	548,0566	0,997974665	0,793	0,79139391
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,7717	0,001405302	0,793	0,0011144
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,3405	0,000620034	1,04	0,00064483
Total	549,1689	1		0,79315315

$$\rho \text{ campuran fraksi ringan} = 793,1531 \text{ kg/m}^3$$



**$\mu$  campuran friksi berat**

Komponen	<8>		Viscosity	f x $\mu$
	kg/hari	Fraksi massa (f)	(cP) at 100°C	
H <sub>2</sub> O	5421,9601	1	0,2816	0,2816
Total	5421,9601	1		0,2816

$\mu$  campuran friksi berat : 0,2816 cP

Waktu pemisahan :

$$\begin{aligned}
 t &= (6,24 \times \mu) / (\rho_A - \rho_B) \\
 &= (6,24 \times 0,2816) / (958,604 - 793,100488) \\
 &= 0,01062 \text{ Jam}
 \end{aligned}$$

Dengan debit (Q) = 5971,1290 kg/jam

Maka banyaknya zat cair yang terdapat dalam bejana = 63,416623 kg untuk 0,011 jam.

Jadi banyaknya zat cair yang terdapat dalam bejana selama 1 jam operasi adalah = (1/0,01062) jam x 63,416623 kg  
 = 5971,129039 kg/jam  
 = 3,204986866 m<sup>3</sup>/jam

Bejana harus berisi zat cair 95% penuh (Unit Operation of Chem. Eng.. P. 32.) sehingga volume = 3,204986866 m<sup>3</sup>/jam / 95% = 3,37367 m<sup>3</sup>

Panjang tangki itu sebaiknya sekitar 3x diameternya (Unit Operation of Chem. Eng. P. 32.). Jadi tangki silinder horizontal yang diameternya 1,2 m dan panjangnya 3,6 m akan memadai. Sehingga didapatkan volume tangki sebesar :

$$\begin{aligned}
 V &= (D^2 \times \pi \times p) / 4 \\
 &= ((1,2)^2 \times 3,14 \times 4) / 4 \\
 &= 3,3912 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Untuk silinder horizontal, kedalaman zat cair sebesar 90% dari diameter (D) :

$$Z.T = 90\% \times 1,2 = 1,1 \text{ m}$$

Jika interface terletak di tengah antara dasar bejana dan permukaan zat cair, maka :

$$Z.A1 = Z.T / 2 = 0,5 \text{ m}$$

$$Z.A2 = Z.A1 + ((Z.T - Z.A1) \times (\rho_A/\rho_B)) = 0,540446798 \text{ m}$$

Dapat dihitung  $Z.B = Z.T - Z.A1 = 0,5 \text{ m}$

Volume zat cair (fraksi ringan) yang dipisahkan :

$$\begin{aligned} V &= (D^2 \times \pi \times p)/4 \\ &= ((1,2)^2 \times 3,14 \times 4) / 4 \\ &= 3,3912 \text{ m}^3 \\ &= 3,3912 \text{ m}^3 \times 0,0468 = 0,1586 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Massa (fraksi ringan) yang terikut dalam fraksi berat =  $549,2 - 0,159 = 549,0103 \text{ kg}$

Massa tiap komponen fraksi ringan terikut dalam produk = fraksi massa (fraksi ringan) mula-mula x  $549,010 \text{ kg}$

Massa tiap komponen fraksi ringan terpisahkan = fraksi massa (fraksi ringan) mula-mula x  $0,158578 \text{ kg}$

Komponen	Masuk	Keluar		
	<8> kg/hari	<9> kg/hari	<10> kg/hari	<11> kg/hari
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	548,0566	548,0566	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,7717	0,7717	0	0
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,3405	0,3405	0	0
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,0000	0	0	0
O <sub>2</sub>	15695,9773	0	0	15696,0
N <sub>2</sub>	98796,6210	0	0	98796,6
Katalis	0,0000	0,0000	0	0
H <sub>2</sub> O	5421,9601	0	5421,9601	0
Total	120463,7	549,1689	5421,960143	114492,598
	120463,7	120463,7		



## Komposisi Bahan Masuk

Komponen	<7> (kg)	<7> (kmol)	X7
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	25549,9	277,7161	0,470648142
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	35,98	0,4613	0,000781699
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1702,18	16,0583	0,027214083
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	35988,9	294,9906	0,499923452
Katalis	339,22	0,8454	0,001432624
Total	63616,1	590,0715	1

Dasar perhitungan neraca massa menggunakan “Flash Distillation” dari Van Winkle, eq. 4.5, page 162 :

$$X_i = \frac{1}{V} \cdot \frac{X_{Fi}}{P_i / P_t + (L/V)}$$

Keterangan :

F = Feed (Kmol)

X<sub>fi</sub> = Fraksi mol komponen feed

V = % mol produk berupa vapor

L = % mol produk berupa liquid

P<sub>i</sub> = Tekanan uap komponen pada suhu tertentu

P<sub>t</sub> = Tekanan uap total

X<sub>i</sub> = Fraksi mol komponen produk liquid

$$P_t = 1276,8 = 1,68 \text{ atm}$$

Mencari fraksi masing-masing komponen dengan trial harga L, V, dan T total pada P<sub>t</sub> 1 atm :

**Antoine Coefficient**

Komponen	Antoine Coefficient		
	A	B	C
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	7,13657	1457,2871	231,827
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	6,90565	1211,033	220,79
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	7,42616	1826,9348	152,886
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	7,25044	1733,7871	217,931
Katalis	6,14569	1636,33	200,44

**Vapor Pressure**

T = 223,18

Komponen	Log Pi	Pi (mmHg)	Ki
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	3,93379	8585,99206	6,7246
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4,17791	15063,0838	11,798
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2,56814	369,950474	0,2897
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	3,31994	2089,00407	1,6361
Katalis	2,28296	191,848872	0,1503

V = 60,00% L=40,00%

Komponen	X7	Pi (mmHg)	Pi / Pt + (L/V)	X <sub>i</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,4706	8585,992	7,3913	0,11
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0008	15063,084	12,4642	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,4999	369,9505	0,9564	0,87
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,0272	2089,0041	2,3028	0,02
Katalis	0,0014	191,8489	0,8169	0,00
	1,0000			1,0

**Komponen Liquid**

Komponen	Xi	Kmol	<12> Kg	yi = xi x Ki
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,1061	25,049	2304,505	0,71367
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0001	0,02467	1,924347	0,00123
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,8712	205,622	25085,94	0,2524
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,0197	4,64892	492,786	0,0322
Katalis	0,0029	0,68986	276,8289	0,00044
Total	1,0000	236,028	28161,99	0,999

**Komponen Vapor**

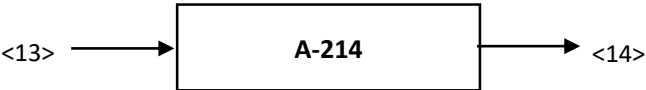
Komponen	<13> Kg	Kmol
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	23245,4	252,667106
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,0538	0,43658729
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	10902,9	89,3681124
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1209,39	11,4093312
Katalis	62,3935	0,1554861
	35454	354,042924

**Tabel A.6 Neraca Massa Pada Flash Tank (D-210)**

Masuk		Keluar	
<u>Aliran &lt;7&gt;</u>		<u>Aliran &lt;12&gt;</u>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	25549,879	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2304,505
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	35,978	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,924
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1702,175	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	492,786
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	35988,853	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	25085,944
Katalis	339,222	Katalis	276,829
	63616,108		28161,988
		<u>Aliran &lt;13&gt;</u>	
		C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	23245,374
		C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,054
		C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	10902,910
		C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1209,389
		Katalis	62,393
			35454,120
<b>63616,108</b>		<b>63616,108</b>	

**I.7 Akumulator II (A-214)**

Fungsi : Menampung cairan campuran toluena setelah dikondensasi



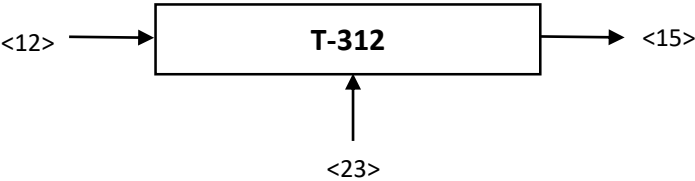
Komponen	Masuk		Keluar	
	<13>		<14>	
	X13	M13	X14	M14
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,6556	23245,37	0,65564	23245,4
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0009	34,05	0,00096	34,054
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,3075	10902,91	0,30752	10902,91
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,03411	1209,39	0,03411	1209,389
Katalis	0,00176	62,39	0,00176	62,393
Total	1	35454,12	1	35454,1
	35454,1198		35454,1198	

**Tabel A.7 Neraca Massa Pada Akumulator II (A-214)**

Masuk		Keluar	
Aliran <13>		Aliran <14>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	23245,374	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	23245,374
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,054	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,054
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	10902,910	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	10902,910
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1209,389	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1209,389
Katalis	62,393	Katalis	62,393
	35454,120		35454,120
<b>35454,120</b>		<b>35454,120</b>	

**I.8 Header II (T-312)**

Fungsi : Mencampur campuran toluena dri flash tank dan recycle dari rotary vacuum filter I



Komponen	Masuk				Keluar	
	<12>		<23>		<15>	
	X12	M12	X23	M23	X15	M15
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0818	2304,505	0,940	39376,2	0,595	41681
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	6,83E-05	1,924	0,00097	40,76	0,0006	42,683
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,0175	492,786	0,0395	1654,94	0,0306	2147,7
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,8908	25085,944	0,01587	664,88	0,3676	25751
Katalis	0,0098	276,829	0,00359	150,32	0,006	427,15
Total	1	28161,988	1	41887	1	70049
	70049,1264				70049,1264	

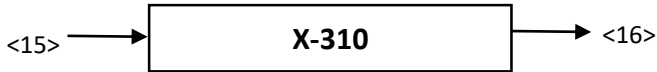
**Tabel A.8 Neraca Massa Pada Mixing Tee (T-312)**

Masuk		Keluar	
Aliran <12>		Aliran <15>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2304,505	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	41680,744
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,924	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	42,683
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	492,786	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2147,729
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	25085,944	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	25750,819
Katalis	276,829	Katalis	427,152
	28161,988		70049,126
Aliran <23>			
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	39376,239		
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	40,759		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1654,943		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	664,875		
Katalis	150,323		
	41887,138		
	<b>70049,126</b>		<b>70049,126</b>



### I.9 Crystallizer I (X-310)

Fungsi : Membentuk kristal asam benzoat



Neraca massa total :  $F = S + C + W$  (Geankoplis, 2003)

Asumsi bahwa tidak ada asam benzoat dan toluen yang hilang sehingga  $W = 0$ . Dengan  $F$  ; Feed (kg/hari);  $S$  : Mother Liquor (kg/hari);  $C$  : Kristal yang terbentuk (kg/hari).

$$\begin{aligned}
 \text{\% Asam Benzoat yang masuk} &= \frac{\text{Berat Asam Benzoat}}{\text{Berat Asam Benzoat} + \text{Berat Toluena}} \times 100\% \\
 &= \frac{25750,8188}{25750,819 + 41680,74} \times 100\% \\
 &= 38,2 \quad \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{\% Toluena dalam campuran} &= 100 \quad \% - 38,2 \quad \% \\
 &= 61,8 \quad \%
 \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur Mc. Cabe and Smith, untuk mengetahui berapa kristal yang terbentuk maka harus diketahui % berat komponen yang berperan dalam proses kristalisasi, dalam perhitungan ini komponen tersebut adalah Asam Benzoat dan Toluena.

Perhitungan neraca komponen kristalisasi berdasarkan Mc. Cabe and Smith dalam 67431,6 kg larutan, terdapat 38,2% Asam Benzoat dan 61,8% Toluena. Suhu crystallizer = 35°C, asumsi terjadi penguapan 0% Toluena dan Asam Benzoat, maka berdasarkan tabel berikut :

TABLE 3 Solubility of Benzoic Acid [9]

Solvent	Temperature		Parts of Benzoic Acid in 100 Parts Solvent
	°C	°F	
Water	17.5		0.21
Alcohol	15		46.6
Ether	15		66
Toluene	15	60	3.2
	40		4.66
	60		7.53
	80		11.73
	90		14.29
Aqueous 75% acetic acid	14-16		12.26

Berdasarkan tabel diatas dapat diketahui bahwa, fraksi mol kelarutan asam benzoat pada suhu  $35^{\circ}\text{C} = 14,29$ .

$$F = S + C + W$$

$$25750,82 = 14,29/(14,29+100) S + 122/214 C + 0$$

$$25750,82 = 0,125033 S + 0,570093 C$$

$$S = \frac{25750,8188 - 0,57 C}{0,12503}$$

$$F = S + C + W$$

$$41680,74 = 100/(14,29+100) S + 92/214 C + 0$$

$$41680,74 = 0,874967 S + 0,429907 C$$

Dari persamaan 1 dan 2, disubstitusikan :

$$41680,74 = 0,874967 S + 0,429907 C$$

$$41680,74 = 180201,6713 - 3,9894574 C + 0,42991 C$$

$$41680,74 = 180201,6713 - 3,5596 C$$

$$3,5596 C = 138520,9276$$

$$C = 38915,28297$$

$$S = 28516,28$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } S \text{ yang ikut mengkristal} &= 5\% \times 38915,28297 \\ &= 1945,764148 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kristal Asam Benzoat} &= 38915,28297 - 1945,764148 \\ &= 36969,51882 \end{aligned}$$

Kemurnian As. Benzoat = 54,83%

Persentase kristal = 57,71%

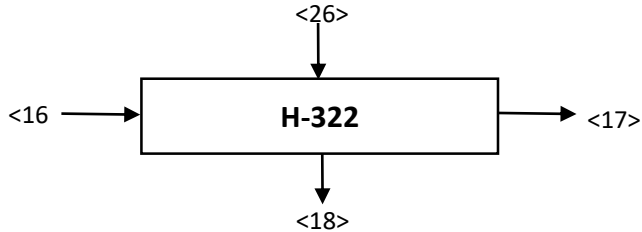
Komponen	Masuk		Keluar	
	<15>		<16>	
	X15	M15	X16	M16
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,595	41680,74	0,4349	30462,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,00061	42,68	0,0006	42,6833
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,03066	2147,73	0,0307	2147,73
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,3676	25750,82	0,5278	36969,5
Katalis	0,0061	427,15	0,0061	427,152
Total	1	70049,13	1	70049,1
	70049,1264		70049,1264	

**Tabel A.9 Neraca Massa Pada Crystallizer I (X-310)**

Masuk		Keluar	
Aliran <15>		Aliran <16>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	41680,744	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	30462,044
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	42,683	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	42,683
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2147,729	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2147,729
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	25750,819	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	36969,519
Katalis	427,152	Katalis	427,152
	70049,126		70049,126
<b>70049,126</b>		<b>70049,126</b>	

### I.10 Rotary Vacuum Filter I (H-322)

Fungsi : Menyaring antara kristal asam benzoat dari mother liquornya.



Pencucian dengan toluena : Toluena = 18381,29 kg  
 Benzena = 19,0267 kg

Efisiensi = 90% - 98% (Casey, 1979)

As. Benzoat yg terbawa mother liquor =  $2\% \times 37279,89$   
 = 745,598

As. Benzoat yang tersaring =  $98\% \times 37279,89$   
 = 36534,29

Toluena pada mother liquor =  $98\% \times 48843,33$   
 = 47866,4651

Benzena pada mother liquor =  $98\% \times 61,710$   
 = 60,4758

Benzaldehid pada mother liquor =  $98\% \times 2920,275$   
 = 2861,86986

Katalis pada mother liquor =  $98\% \times 497,324$   
 = 487,378

Komponen	Masuk			
	<16>		<26>	
	X16	M16	X26	M26
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,435	30462,0	0,94005559	18381,29
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,001	42,68	0,00097307	19,027
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,031	2147,73	0,03950957	772,547
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,528	36969,5	0,01587301	310,371
Katalis	0,006	427,15	0,00358876	70,173
Total	1	70049,1	1	19553,41
	89602,5318			

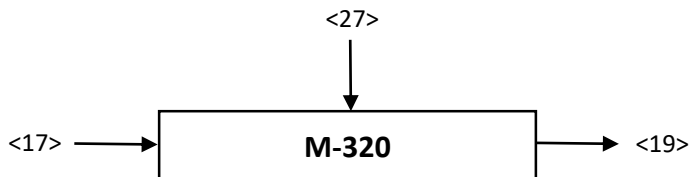
Keluar			
<17>		<18>	
X17	M17	X18	M18
0,026	976,9	0,920	47866,47
3E-05	1,234	0,001	60,476
0,002	58,406	0,055	2861,870
0,972	36534	0,014	745,598
3E-04	9,946	0,009	487,378
1	37581	1	52021,79
89602,5318			

**Tabel A.10 Neraca Massa Pada Rotary Vacuum Filter I (H-322)**

Masuk		Keluar	
Aliran <16>		Aliran <17>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	30462,044	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	976,867
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	42,683	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,234
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2147,729	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	58,406
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	36969,519	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	36534,293
Katalis	427,152	Katalis	9,946
	70049,126		37580,745
Aliran <26>		Aliran <18>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	18381,288	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	47866,465
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	19,027	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	60,476
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	772,547	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2861,870
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	310,371	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	745,598
Katalis	70,173	Katalis	487,378
	19553,405		52021,786
<b>89602,532</b>		<b>89602,532</b>	

**I.11 Mixer (M-320)**

Fungsi : Mencampur campuran kristal asam benzoat dengan campuran toluena.



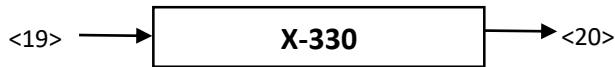
Komponen	Masuk				Keluar	
	<17>		<27>		<19>	
	X17	M17	X27	M27	X19	M19
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,026	976,867	0,940	36762,6	0,492	37739,4
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	3,3E-05	1,234	0,001	38,0535	0,00	39,288
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,002	58,406	0,039	1545,09	0,02	1603,50
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,97	36534,3	0,016	620,743	0,48	37155,0
Katalis	0,001	9,946	0,004	140,345	0,002	150,292
Total	1	37580,7	1	39106,8	1	76687,6
	76687,5562				76687,5562	

**Tabel A.11 Neraca Massa Pada Mixer (M-320)**

Masuk		Keluar	
Aliran <17>		Aliran <19>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	976,867	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	37739,443
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,234	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	39,288
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	58,406	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1603,499
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	36534,293	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	37155,035
Katalis	9,946	Katalis	150,292
	37580,745		76687,556
Aliran <27>			
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	36762,576		
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	38,053		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1545,093		
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	620,743		
Katalis	140,345		
	39106,811		
<b>76687,556</b>		<b>76687,556</b>	

### I.12 Crystallizer II (X-330)

Fungsi : Membentuk kristal asam benzoat



Neraca massa total :  $F = S + C + W$  (Geankoplis, 2003)

Asumsi bahwa tidak ada asam benzoat dan toluen yang hilang sehingga  $W = 0$ . Dengan  $F$  ; Feed (kg/hari);  $S$  : Mother Liquor (kg/hari);  $C$  : Kristal yang terbentuk (kg/hari).

$$\begin{aligned}
 \text{\% Asam Benzoat yang masuk} &= \frac{\text{Berat Asam Benzoat}}{\text{Berat Asam Benzoat} + \text{Berat Toluena}} \times 100\% \\
 &= \frac{37155,035}{37155,035 + 37739,44} \times 100\% \\
 &= 49,61 \quad \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{\% Toluena dalam campuran} &= 100 \quad \% - 49,61 \quad \% \\
 &= 50,39 \quad \%
 \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur Mc. Cabe and Smith, untuk mengetahui berapa kristal yang terbentuk maka harus diketahui % berat komponen yang berperan dalam proses kristalisasi, dalam perhitungan ini komponen tersebut adalah Asam Benzoat dan Toluena.

Perhitungan neraca komponen kristalisasi berdasarkan Mc. Cabe and Smith dalam 74894,5 kg larutan, terdapat 49,61% Asam Benzoat dan 50,39% Toluena. Suhu crystallizer = 25°C, asumsi terjadi penguapan 0% Toluena dan Asam Benzoat, maka berdasarkan tabel berikut :



TABLE 3 Solubility of Benzoic Acid [9]

Solvent	Temperature		Parts of Benzoic Acid in 100 Parts Solvent
	°C	°F	
Water	17.5		0.21
Alcohol	15		46.6
Ether	15		66
Toluene	-6.65	20	3.2
	4.4	40	4.66
	15.5	60	7.53
	26.67	80	11.73
	32.2	90	14.29
Aqueous 75% acetic acid	14-16		12.26

Berdasarkan tabel diatas dapat diketahui bahwa, fraksi mol kelarutan asam benzoat pada suhu 25°C = 11,73.

$$\begin{aligned}
 F &= S + C + W \\
 37155,04 &= 11,73/(11,73+100) S + 122/214 C + 0 \\
 37155,04 &= 0,104985232 S + 0,570093 C \\
 S &= \frac{37155,04 - 0,57 C}{0,104985232}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F &= S + C + W \\
 37739,44 &= 100/(11,73+100) S + 92/214 C + 0 \\
 37739,44 &= 0,895014768 S + 0,429907 C
 \end{aligned}$$

Dari persamaan 1 dan 2, disubstitusikan :

$$\begin{aligned}
 37739,44 &= 0,895014768 S + 0,429907 C \\
 37739,44 &= 316752,2207 - 4,86013178 C + 0,42991 C \\
 37739,44 &= 316752,2207 - 4,4302 C \\
 4,4302 C &= 279012,778 \\
 C &= 62979,36626 \\
 S &= 11915,112
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi S yang ikut mengkristal} &= 2\% \times 62979,36626 \\
 &= 1259,59
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kristal Asam Benzoat} &= 62979,36626 - 1259,59 \\
 &= 61719,7789
 \end{aligned}$$

Kemurnian As. Benzoat = 82,4%  
Persentase kristal = 84,09%

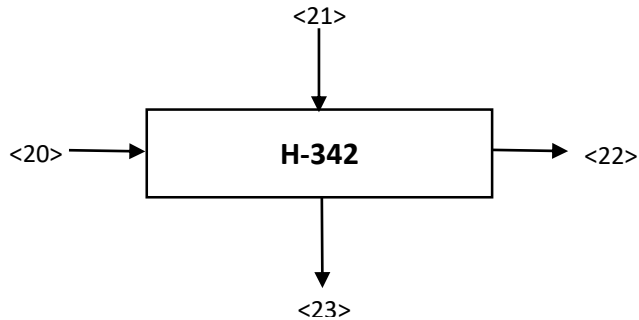
Komponen	Masuk		Keluar	
	<19>		<20>	
	X19	M19	X20	M20
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,4921	37739,44	0,1718	13174,7
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0005	39,29	0,0005	39,2877
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,0209	1603,5	0,0209	1603,50
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,4845	37155,03	0,804	61719,8
Katalis	0,0019	150,29	0,0019	150,292
Total	1	76687,56	1	76687,6
	76687,5562		76687,5562	

**Tabel A.12 Neraca Massa Pada Crystallizer (X-330)**

Masuk		Keluar	
Aliran <19>		Aliran <20>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	37739,443	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	13174,699
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	39,288	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	39,288
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1603,499	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1603,499
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	37155,035	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	61719,779
Katalis	150,292	Katalis	150,292
	76687,556		76687,556
<b>76687,556</b>		<b>76687,556</b>	

### I.13 Rotary Vacuum Filter II (H-342)

Fungsi : Menyaring antara kristal asam benzoat dengan mother liquornya.



Pencucian dengan toluena : Toluena = 19171,889 kg  
 Benzena = 9,5859445 kg

Efisiensi = 90% - 98% (Casey, 1979)

As. Benzoat yg terbawa mother liquor = 2% x 61719,78  
 = 1234,396

As. Benzoat yang tersaring = 98% x 61719,78  
 = 60485,383

Toluena pada mother liquor = 98% x 33606,18  
 = 32934,0521

Benzena pada mother liquor = 98% x 48,874  
 = 47,8961524

Benzaldehid pada mother liquor = 100% x 1603,499  
 = 1603,499

Katalis pada mother liquor = 100% x 150,292  
 = 150,292

Komponen	Masuk			
	<20>		<21>	
	X20	M20	X21	M21
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,21	14434,3	1,000	19171,89
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,00	39,29	0,000	9,59
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,02	1603,50	0,000	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,88	61719,8	0,00	0,00
Katalis	0,00	150,29	0,00	0,00
Total	1,11	77947,1	1,00	19181,47
	97128,62			

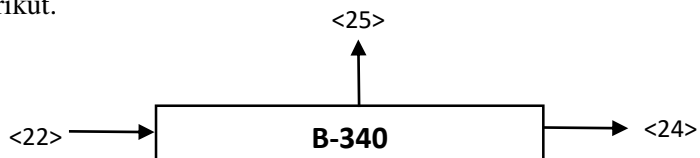
Keluar			
<23>		<22>	
X23	M23	X22	M22
0,94	39376	0,01	672,12
1E-03	40,76	0,00	0,98
0,04	1654,9	0,00	0,00
0,016	664,88	1,16	60485,4
0,004	150,32	0,00	0,00
1,00	35970	1,18	61158,5
97128,62			

**Tabel A.13 Neraca Massa Pada Rotary Vacuum Filter II  
(H-342)**

Masuk		Keluar	
Aliran <20>		Aliran <22>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	14434,287	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	672,124
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	39,288	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,977
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1603,499	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	61719,779	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60485,383
Katalis	150,292	Katalis	0,000
	<hr/> 77947,143		<hr/> 61158,484
Aliran <21>		Aliran <23>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	19171,889	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	39376,239
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	9,586	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	40,759
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1654,943
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	664,875
Katalis	0,000	Katalis	150,323
	<hr/> 19181,475		<hr/> 41887,138
	<b>97128,62</b>		<b>103045,62</b>

#### **I.14 Rotary Drum Dryer (B-340)**

Fungsi : Mengeringkan asam benzoat dari cairan toluena yg terikut.



Efisiensi mesin = 90% (yanti, 2015)

Toluen yang diuapkan = 90% x 672,124  
= 604,911

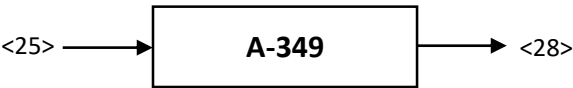
Benzena yang diuapkan = 90% x 0,98  
= 0,88

Komponen	Masuk		Keluar			
	<22>		<25>		<24>	
	X22	M22	X25	M25	X24	M24
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,01	672,12	1,00	604,91	0,00	67,21
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,00	0,98	0,00	0,88	0,00	0,10
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,99	60485,4	0,00	0,00	1,00	60485
Katalis	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	1,00	61158,5	1,00	605,79	1,00	60553
	61158,48		61158,48			

Total asam benzoat yang masuk dalam Bin = 60485 kg  
Kemurnian asam benzoat = 99,89%  
Total kristal yang masuk dalam Bin = 60553 kg  
Yield = 92,39 %

I.15 Akumulator III (A-348)

Fungsi : Menampung kondensat toluena



Komponen	Masuk		Keluar	
	<25>		<28>	
	X25	M25	X28	M28
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,998	604,91	0,998	604,911
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0015	0,8797	0,001	0,880
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0	0,0000	0	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0	0,0000	0	0,000
Katalis	0	0,0000	0	0,000
Total	1	605,8	1	605,791
	605,7909		605,7909	

**Tabel A.15 Neraca Massa Pada Akumulator III (A-348)**

Masuk		Keluar	
Aliran <25>		Aliran <28>	
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	604,911	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	604,911
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,880	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,880
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,000
Katalis	0,000	Katalis	0,000
	605,791		605,791
	<b>605,791</b>		<b>605,791</b>

## APPENDIKS B

### PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas = 18.000 ton asam benzoat/tahun  
               = 60 ton asam benzoat/hari  
               = 60.000 kg asam benzoat/hari  
 Waktu Operasi = 300 hari/tahun; 24 jam  
 Satuan Panas = kkal  
 Suhu Referensi = 25°C = 298 K  
 Basis Waktu = 1 hari

**Tabel B.1** *Heat Capacities Equation of Liquid (J/kmol K)*

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	140140	-152,3	0,695	-	-
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	129440	-169,5	0,64781	-	-
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-5480	323,56	-	-	-
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	- 334,997	3644,21	- 7,77514	0,00591102	-
H <sub>2</sub> O	276370	-2090,1	8,125	-0,014116	9,3701 x 10 <sup>-6</sup>

Sumber: Tabel 2-153 *Chapter 2 Chemical Engineers' Handbook* (Perry, 1934)

**Tabel B.2** *Heat Capacities Equation of Gas (J/gmol°C)*

Komponen	A	B	C	D
O <sub>2</sub>	29,1	1,158	-0,6076	1,311
N <sub>2</sub>	29	0,2199	0,5723	-2,871
H <sub>2</sub> O	33,46	0,688	0,7604	-3,593

Sumber: Appendix Tabel E-1 *Basic Principles And Calculation In Chemical Engineering* (Himmelblau, 1962)



**Tabel B.3** *Heat Capacities Equation of Solid (J/gmol°K)*

Komponen	Cp
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	160,2

Sumber: MSDS

**Tabel B.4** *Heat of Formation (kkal/mol)*

Komponen	ΔH <sub>f</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-66,9
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	-20,1

Sumber: *Chemical Thermodynamics Data Center, National Bureau of Standards*

*Heat of Formation (kJ/gmol)*

Komponen	ΔH <sub>f</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	11,99
H <sub>2</sub> O	-241,826

Sumber: *Appendiks Tabel F-1 Basic Principles And Calculation In Chemical Engineering (Himmelblau, 1962)*

**Tabel B.5** *Heat of Vaporization (J/kmol)*

Komponen	C1	C2	C3	C4
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45346000	0,39053	-	-
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	49507000	0,37742	-	-
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	109000000	0,478	-	-
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	84762000	0,35251	0,43553	-0,3026

Sumber: *Tabel 2-150 Chapter 2 Chemical Engineers' Handbook (Perry, 1934)*

**Perhitungan  $\int C_p dT$ :**Benzena ( $C_6H_6$ )

$$\int C_p dT = \int_{298}^T 12990 - 169,5 T + 0,64781 T^2 dT$$

Toluena ( $C_7H_8$ )

$$\int C_p dT = \int_{298}^T 140140 - 152,3 T + 0,695 T^2 dT$$

Asam Benzoat ( $C_7H_6O_2$ )

$$\int C_p dT = \int_{273}^T -5480 - 647,12 T dT$$

Benzaldehid ( $C_7H_6O$ )

$$\int C_p dT = \int_{273}^T -334,97 - 3644,21 T - 7,77514 T^2 + 0,00591102 T^3 dT$$

Oksigen ( $O_2$ )

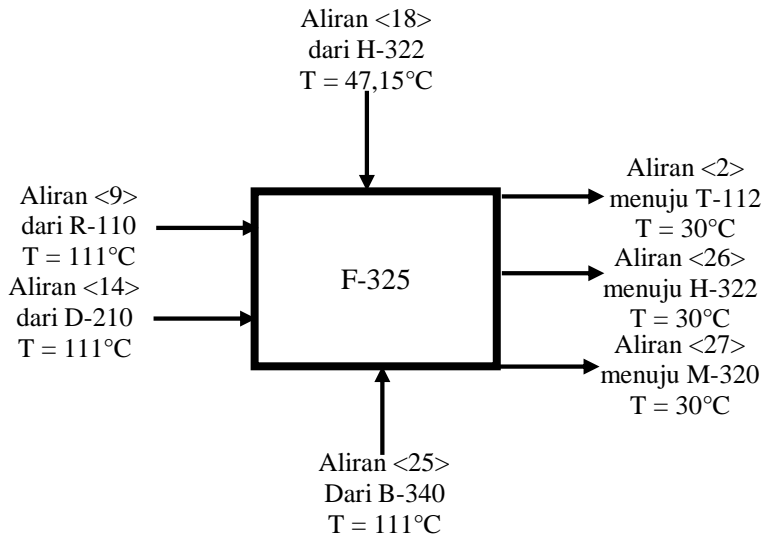
$$\int C_p dT = \int_{273}^T 29,1 - 1,158 T - 0,6076 T^2 + 1,311 T^3 dT$$

Nitrogen ( $N_2$ )

$$\int C_p dT = \int_{273}^T 29 + 0,2199 T + 0,5723 T^2 - 2,871 T^3 dT$$

### 1. Toluena *Holding Tank* (F-325)

Fungsi: Untuk mencampur kondensat dari *flash tank* (D-210), kondensat dari reaktor (R-110), *mother liquor* dari *rotary vacuum filter* (H-322), dan kondensat dari *drum dryer* (B-340)



#### Menghitung *enthalpy* aliran masuk

$$T = 111^{\circ}\text{C} = 384\text{ K}$$

**Tabel B.6** *Enthalpy* Aliran <9>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>9</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1154,68	12,55	3482,86	43712,96
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,95	0,01	3029,00	37,07
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0	0	4422,97	0
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,58	0,01	11747,79	64,42
Katalis	0	0	153,80	0
<b>Total</b>				<b>43814,45</b>

$$T = 111^{\circ}\text{C} = 384 \text{ K}$$

**Tabel B.7** *Enthalpy* Aliran <14>

<b>Komponen</b>	<b>Massa</b>	<b>n (kmol)</b>	<b><math>\int C_p dT</math> (kkal/kmol)</b>	<b>H<sub>14</sub></b>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	39115,23	425,17	3482,86	1480792,87
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	37,65	0,48	3029,00	1462,12
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	484,88	3,97	4422,97	17578,93
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	892,22	8,42	11747,79	98883,56
Katalis	15,85	0,04	153,80	209626,21
<b>Total</b>				<b>1808343,7</b>

$$T = 47,15^{\circ}\text{C} = 320,15 \text{ K}$$

**Tabel B.8** *Enthalpy* Aliran <18>

<b>Komponen</b>	<b>Massa</b>	<b>n (kmol)</b>	<b><math>\int C_p dT</math> (kkal/kmol)</b>	<b>H<sub>18</sub></b>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	45504,60	494,62	844,41	417658,27
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	60,35	0,77	735,74	569,3
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	636,38	5,22	1029,94	5372,36
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	3789,36	35,75	2952,7	105555
Katalis	533,44	1,33	153,8	1817480,98
<b>Total</b>				<b>2346635,9</b>

$$T = 111^{\circ}\text{C} = 384 \text{ K}$$

**Tabel B.9 Enthalpy Aliran <25>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>25</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	834,10	9,07	3482,86	31576,67
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,04	0,01	3029,00	40,31
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0	0	4422,97	0
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0	0	11747,79	0
Katalis	0	0	153,80	0
Total				31616,97

Menghitung *enthalpy* aliran keluar

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

**Tabel B.10 Enthalpy Aliran <2>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>2</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	21652,15	235,35	187,78	44192,77
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	25,00	0,32	163,72	52,47
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	280,32	2,3	225,83	518,88
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1170,54	11,04	660,89	7298,08
Katalis	137,32	0,34	153,80	105600,93
<b>Total</b>				<b>157663,14</b>

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

**Tabel B.11** *Enthalpy Aliran <26>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>26</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	21652,15	235,35	187,78	44192,77
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	25	0,32	163,72	52,47
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	280,32	2,3	225,83	518,88
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1170,54	11,04	660,89	7298,08
Katalis	137,32	0,34	153,8	105600,93
<b>Total</b>				<b>157663,14</b>

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

**Tabel B.12** *Enthalpy Aliran <27>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>27</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	43304,31	470,7	187,78	88385,55
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	50	0,64	163,72	104,95
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	560,63	4,6	225,83	1037,77
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2341,08	22,09	660,89	14596,16
Katalis	274,64	0,68	153,80	211201,86
<b>Total</b>				<b>315326,28</b>

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= H_{\text{masuk}} - H_{\text{keluar}} \\ &= 3599758,47 \text{ kkal} \end{aligned}$$

### Menghitung Massa Air yang digunakan

Suhu air masuk = 30°C

Suhu air keluar = 45°

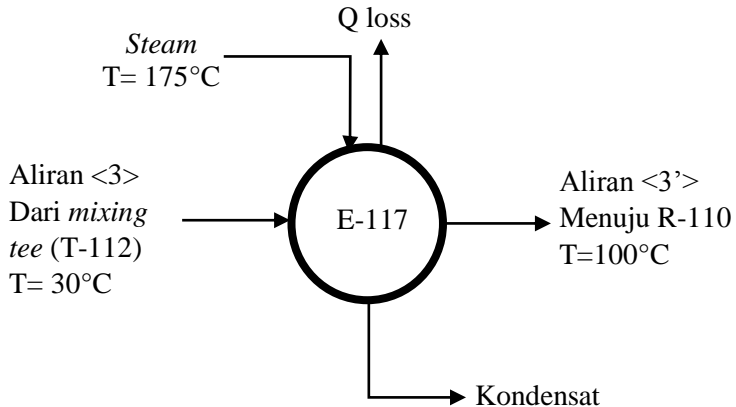
$$\begin{aligned}
 \text{H air masuk} &= n \int C_p dT \\
 &= \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - 0,01416T^2 \\
 &\quad + 9,37 \times 10^{-6} T^3 Dt \\
 &= \frac{m}{18} 90,04 \\
 &= 5,002 \text{ m} \\
 \text{H air keluar} &= n \int C_p dT \\
 &= \frac{m}{18} \int_{25}^{45} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - 0,01416T^2 \\
 &\quad + 9,37 \times 10^{-6} T^3 Dt \\
 &= \frac{m}{18} 359,85 \\
 &= 19,991 \text{ m} \\
 \text{Qserap} &= \text{H air keluar} - \text{H air masuk} \\
 3599758,47 &= (19,991 \text{ m} - 5,002 \text{ m}) \\
 &= 14,989 \text{ m} \\
 \text{Massa air} &= 240151,37 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.13** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>9</sub>	1808343,7	H <sub>2</sub>	157663,14
H <sub>14</sub>	2346635,9	H <sub>26</sub>	157663,14
H <sub>18</sub>	43814,45	H <sub>27</sub>	315326,28
H <sub>28</sub>	31616,97	Q <sub>serap</sub>	3599758,47
<b>Total</b>	<b>4230411,02</b>		<b>4230411,02</b>

## 2. Pre-heater (E-117)

Fungsi: Untuk memanaskan *feed* masuk reaktor (R-110)



### Menghitung *enthalpy* aliran masuk

$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

**Tabel B.14** *Enthalpy* Aliran <3>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_3$
$\text{C}_7\text{H}_8$	67482,56	733,51	187,78	137734,17
$\text{C}_6\text{H}_6$	45,46	0,58	163,72	95,41
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2$	369,29	3,03	225,83	683,58
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	919,2	8,67	660,89	5731,05
Katalis	83,49	0,21	153,80	64206,69
<b>Total</b>				<b>208450,89</b>

### Menghitung *enthalpy* aliran masuk

$T = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$



**Tabel B.15** *Enthalpy Aliran <3'>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H <sub>3'</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	67482,56	733,51	3004,20	2203601,21
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45,46	0,58	2613,36	1522,99
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	369,29	3,03	3793,45	11482,66
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	919,2	8,67	10208,17	88522,49
Katalis	83,49	0,21	153,8	963100,3
<b>Total</b>				<b>3268229,64</b>

$$H_3 + Q_{supply} = H_{3'} + Q_{loss}$$

Q loss sebesar 0,05 Q<sub>supply</sub>, sehingga:

$$\begin{aligned}
 H_3 + Q_{supply} &= H_{3'} + 0.05 Q_{supply} \\
 208450,89 + Q_{supply} &= 3268229,64 + 0.05 Q_{supply} \\
 0,95 Q_{supply} &= 3059778,75 \\
 Q_{supply} &= 3220819,74 \\
 Q_{loss} &= 161040,99
 \end{aligned}$$

### Menghitung massa steam yang dibutuhkan

Steam yang digunakan adalah steam saturated yang memiliki suhu 175°C dan tekanan 892 kPa

T(°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv (kJ/kg)	λ
175	892	741,17	2773,6	2032,43
T(°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kkal/kg)	λ
175	892	177,13963	662,8904	485,7508

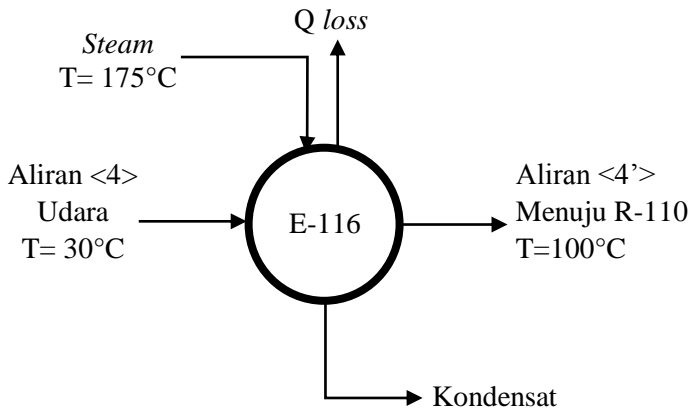
$$\begin{aligned}
 Q &= m \times \lambda \\
 3220819,74 \text{ kkal} &= m \times 485,7508 \\
 m &= 6630,6 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.16** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>3</sub>	208450,89	H <sub>3</sub> '	3268229,64
Q supply	3220819,74	Q loss	161040,99
<b>Total</b>	<b>3429270,63</b>		<b>3429270,63</b>

**3. Pre-heater (E-116)**

Fungsi: Untuk memanaskan udara sebelum masuk reaktor (R-110)



Menghitung *enthalpy* aliran masuk

T = 30°C = 303 K

**Tabel B.17** *Enthalpy* Aliran <4>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>4</sub>
O <sub>2</sub>	37640,32	1176,26	35,15	41345,04
N <sub>2</sub>	123899,4	4424,98	34,73	153690,03
<b>Total</b>				<b>195035,07</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

**Tabel B.18 *Enthalpy* Aliran <4'>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_4'$
O <sub>2</sub>	37640,32	1176,26	534,12	628266,44
N <sub>2</sub>	123899,40	4424,98	522,72	2313026,07
<b>Total</b>				<b>2941292,51</b>

$$H_4 + Q_{supply} = H_4' + Q_{loss}$$

$Q_{loss}$  sebesar 0,05  $Q_{supply}$ , sehingga:

$$\begin{aligned}
 H_4 + Q_{supply} &= H_4' + 0.05 Q_{supply} \\
 195035,07 + Q_{supply} &= 2941292,51 + 0.05 Q_{supply} \\
 0,95 Q_{supply} &= 2746257,44 \\
 Q_{supply} &= 2890797,3 \\
 Q_{loss} &= 144539,87
 \end{aligned}$$

**Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan**

*Steam* yang digunakan adalah *steam* saturated yang memiliki suhu 175°C dan tekanan 892 kPa

T(°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$
175	892	741,17	2773,6	2032,43
T(°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kkal/kg)	$\lambda$
175	892	177,13963	662,8904	485,7508

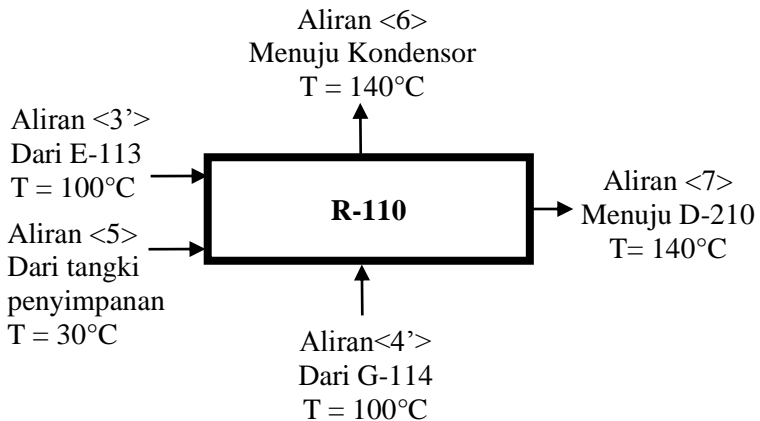
$$\begin{aligned}
 Q &= m \times \lambda \\
 2890797,3 \text{ kkal} &= m \times 485,7508 \\
 m &= 5951,19 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.19** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
$H_4$	195035,07	$H_{4'}$	2941292,51
$Q_{supply}$	2890797,3	$Q_{loss}$	144539,87
<b>Total</b>	<b>3085832,37</b>		<b>3085832,37</b>

**4. Reaktor (R-110)**

Fungsi: Mereaksikan campuran toluena dan *recycle* toluena dengan oksigen untuk membentuk asam benzoat dengan katalis *cobalt naphthenate*



**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$T = 100^{\circ}\text{C} = 373\text{ K}$

**Tabel B.20** *Enthalpy Aliran <3'>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H <sub>3'</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	67482,56	733,51	3004,20	2203601,21
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45,46	0,58	2613,36	1522,99
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	369,29	3,03	3793,45	11482,66
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	919,2	8,67	10208,17	88522,49
Katalis	83,49	0,21	153,8	963100,3
<b>Total</b>				<b>3268229,64</b>

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

**Tabel B.21** *Enthalpy Aliran <4'>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H <sub>4'</sub>
O <sub>2</sub>	37640,32	1176,26	534,12	628266,44
N <sub>2</sub>	123899,40	4424,98	522,72	2313026,07
<b>Total</b>				<b>2941292,51</b>

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

**Tabel B.22** *Enthalpy Aliran <5>*

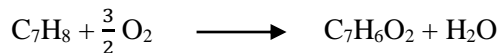
Komponen	Massa	Cp	$\Delta T$	H <sub>5</sub>
Katalis	337,41	153,80	5	259470,43
<b>Total</b>				<b>259470,43</b>

### Menghitung Panas Reaksi pada Reaktor

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25°C, sehingga perhitungan panas reaksi sebagai berikut:

$$Q = \Delta H_{rx} = (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta H_{rx \ 25}$$

Reaksi Utama:



Menghitung H<sub>rx 25</sub> pada reaksi utama:

**Tabel B.23** Panas Reaksi Utama pada 25°C

	<b>C<sub>7</sub>H<sub>8</sub></b>	<b>O<sub>2</sub></b>	<b>C<sub>7</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub></b>	<b>H<sub>2</sub>O</b>
<b>ΔH<sub>f</sub> 25</b>	11990	0	-66900	-57796,414
<b>n (kmol)</b>	119,1	178,65	119,1	119,1
<b>n * ΔH<sub>f</sub> 25</b>	1407158	0	-7851448,7	-6783043,04

$$\begin{aligned}\Delta H_{rx\ 25} &= (n \times \Delta H_{f\ 25} \text{ produk}) - (n \times H_{f\ 25} \text{ reaktan}) \\ &= -14634491,74 - (1407158) \\ &= -16041649,74\end{aligned}$$

Reaksi sampling:



Menghitung H<sub>rx 25</sub> pada reaksi sampling

**Tabel B.24** Panas Reaksi Sampling pada 25°C

	<b>C<sub>7</sub>H<sub>8</sub></b>	<b>O<sub>2</sub></b>	<b>C<sub>7</sub>H<sub>6</sub>O</b>	<b>H<sub>2</sub>O</b>
<b>ΔH<sub>f</sub> 25</b>	11990	0	-20100	-57796,414
<b>n (kmol)</b>	18,76	18,76	18,76	18,76
<b>n * ΔH<sub>f</sub> 25</b>	221627,38	0	-371535,48	-1068329,28

$$\begin{aligned}\Delta H_{rx\ 25} &= (n \times \Delta H_{f\ 25} \text{ produk}) - (n \times H_{f\ 25} \text{ reaktan}) \\ &= -1439864,76 - (221627,38) \\ &= -1661492,15 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Panas Reaksi } (\Delta H_{rx}) &= \Delta H_{rx\ \text{utama}} + \Delta H_{rx\ \text{sampling}} \\ &= (-16041649,74 - 1661492,15) \\ &= -17703141,88 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung *enthalpy* aliran keluar

$$T = 140^\circ\text{C} = 413 \text{ K}$$

**Tabel B.25 Enthalpy Aliran <6>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>6</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1154,68	12,55	2597,15	32596,55
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,95	0,01	2043,01	25,00
H <sub>2</sub> O	2445,22	135,85	936,82	127262,48
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,58	0,01	111,70	7395,27
O <sub>2</sub>	31415,5	981,73	824,78	809715,49
N <sub>2</sub>	123899,4	4424,98	803,23	3554272,79
<b>Total</b>				<b>4531267,58</b>

$$T = 140^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$$

**Tabel B.26 Enthalpy Aliran <7>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>7</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	53830,11	585,11	4798,81	2807833,49
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	44,50	0,57	4171,32	2379,87
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	14687,33	120,39	6172,34	743075,11
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2877,97	27,15	15845,31	430210,55
Katalis	420,91	1,05	153,80	7444573,64
<b>Total</b>				<b>11428072,66</b>

$$\begin{aligned}
 \sum \text{Panas masuk} &= \sum \text{Panas keluar} \\
 H_{3'} + H_{4'} + H_5 &= H_6 + H_7 + \Delta H_{rx} \\
 6468992,58 \text{ kkal} &= -1743801,65 \text{ kkal} \\
 \sum \text{Panas keluar} - \sum \text{Panas masuk} &= 0 \\
 -1743801,65 - 6468992,58 \text{ kkal} &= -8212794,23 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Karena  $\sum$  panas keluar -  $\sum$  panas masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi eksoterm. Reaksi ini memerlukan pendinginan, sehingga membutuhkan air pendingin.

**Neraca Panas Total**

$$H_3' + H_4' + H_5 = H_6 + H_7 + \Delta H_{rx} + Q_{\text{serap}}$$

Q loss sebesar 0,05 Qsupply, sehingga:

$$H_3' + H_4' + H_5 = H_6 + H_7 + \Delta H_{rx} + Q_{\text{serap}}$$

$$6468992,58 = 4531267,58 + 11428072,66 - 17703141,88 + Q_{\text{serap}}$$

$$6468992,58 = -1743801,65 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 8212794,23 \text{ kkal}$$

**Menghitung Massa Air yang digunakan**

Suhu air masuk = 30°C

Suhu air keluar = 45°C

$$\begin{aligned} H_{\text{air masuk}} &= n \int C_p dt \\ &= \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - \\ &\quad 0,01416T^2 + 9,37 \times 10^{-6}T^3 dT \\ &= \frac{m}{18} 90,04 \\ &= 5,002 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{air keluar}} &= n \int C_p dT \\ &= \frac{m}{18} \int_{25}^{45} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - \\ &\quad 0,01416T^2 + 9,37 \times 10^{-6}T^3 dT \\ &= \frac{m}{18} 359,85 \\ &= 19,991 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{serap}} = H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}}$$

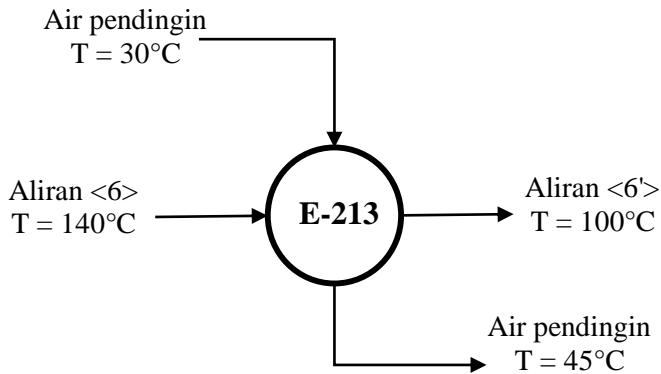
$$8212794,23 = (19,991 \text{ m} - 5,002 \text{ m})$$

$$= 14,989 \text{ m}$$

$$\text{Massa air} = 547901,7 \text{ Kg}$$



### Menghitung Panas Penyerapan Kondensor (E-118)



### Enthalpy aliran masuk kondensor (E-118)

$T = 140^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$

**Tabel B.27** *Enthalpy Aliran <6>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_6$
$\text{C}_7\text{H}_8$	1154,68	12,55	2597,15	32596,55
$\text{C}_6\text{H}_6$	0,95	0,01	2043,01	25,00
$\text{H}_2\text{O}$	2445,22	135,85	936,82	127262,48
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	0,58	0,01	111,70	7395,27
$\text{O}_2$	31415,50	981,73	824,78	809715,49
$\text{N}_2$	123899,40	4424,98	803,23	3554272,79
<b>Total</b>				<b>4531267,58</b>

### Perhitungan Panas Kondensasi

Karena pada kondensor terjadi perubahan fase dari *vapor* menjadi *liquid* maka perlu dihitung panas kondensasi dari aliran keluar.

$$\Delta H_v = C_1 (1 - T_r)^{C_2 + C_3 T_r + C_4^2 + C_5 T_r^3}$$

$$\text{Dimana } T_r = \frac{T}{T_c}$$

Keterangan:

$\Delta H_v$  = Panas Penguapan (J/kmol)

$T$  = Suhu operasi (K)

$T_c$  = Suhu kritis (K)

Sumber: (Perry, 1934)

**Tabel B.28** Panas Penguapan ( $\Delta H_v$ )

Komponen	C1	C2	C3	C4
$C_7H_8$	45346000	0,39053		
$C_6H_6$	49507000	0,37742		
$C_7H_6O_2$	109000000	0,478		
$C_7H_6O$	84762000	0,35251	0,43553	-0,3026
Katalis	50014000	0,38795		

T	$T_c$	$T_r$	$\Delta H_v$
413	562,05	0,6979	28412,24
413	591,75	0,7348	29998,91
413	751	0,5499	74420,54
413	690	0,5986	53471,13
413	540,2	0,7645	28538,61

**Tabel B.29** Panas Kondensasi

Komponen	$\lambda$ (kkal/kmol)	n (kmol)	panas laten (kkal)
$C_6H_6$	-28412,24013	0,012368	-351,40224
$C_7H_8$	-29998,91197	12,73718	-382101,68
$C_7H_6O$	-74420,53551	20,34027	-1513734
$H_2O$	-53471,12774	0,03229	-1726,6093
<b>Total</b>			<b>-1897913,7</b>

**Enthalpy aliran keluar kondensor (E-118)**

$$T = 140^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$$

**Tabel B.30 Enthalpy Aliran <6'>**

Komponen n	Massa	n (kmol)	$\int \text{Cp dT}$ (kkal/kmol)	$H_6$
$\text{C}_7\text{H}_8$	1154,68	12,55	2597,15	32596,55
$\text{C}_6\text{H}_6$	0,95	0,01	2043,01	25
$\text{H}_2\text{O}$	2445,22	135,85	936,82	127262,48
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	0,58	0,01	111,7	7395,27
$\text{O}_2$	31415,5	981,73	824,78	809715,49
$\text{N}_2$	123899,4	4424,9	803,23	3554272,7
<b>Total</b>				<b>4531267,5</b>

$$\begin{aligned}\text{Total Panas Keluar} &= H_6 + \text{Panas Kondensasi} \\ &= 6037055,74 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ serap} &= H_6 - (H_6 + \text{Panas Laten}) \\ &= 1614511,12 \text{ kkal}\end{aligned}$$

**Menghitung Massa Air yang digunakan**

$$\text{Suhu air masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 45^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned}H \text{ air masuk} &= n \int \text{Cp dT} \\ &= \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - 0,01416T^2 + 9,37 \times 10^{-6}T^3 \text{ dT} \\ &= \frac{m}{18} 90,04 \\ &= 5,002 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H \text{ air keluar} &= n \int \text{Cp dT} \\ &= \frac{m}{18} \int_{25}^{45} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - 0,01416T^2 + 9,37 \times 10^{-6}T^3 \text{ dT} \\ &= \frac{m}{18} 359,85 \\ &= 19,991 \text{ m}\end{aligned}$$

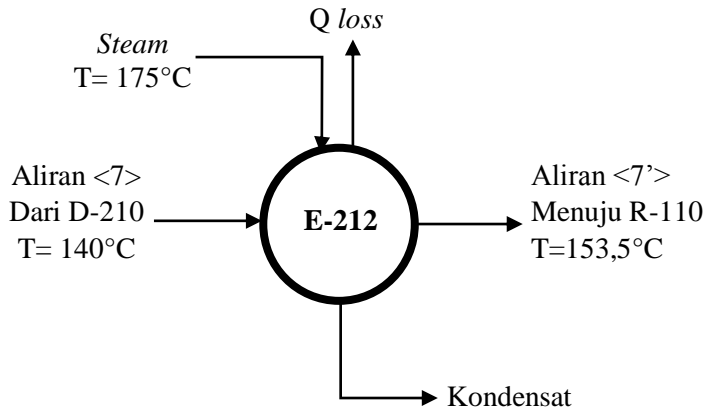
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}} \\
 1614511,12 &= (19,991 \text{ m} - 5,002 \text{ m}) \\
 &= 14,989 \text{ m} \\
 \text{Massa air} &= 107709,19 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.31** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>3'</sub>	3268229,64	H <sub>6</sub>	4531267,58
H <sub>4'</sub>	2941292,51	H <sub>7</sub>	11428072,66
H <sub>5</sub>	259470,43	H <sub>rx</sub>	-17703141,88
		Q <sub>serap</sub>	8212794,23
<b>Total</b>	<b>6468992,58</b>		<b>6468992,58</b>

**5. Heater (E-212)**

Fungsi: Untuk memanaskan produk keluar reaktor (R-110) sebelum masuk ke *flash tank* (D-210)



**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$$T = 140^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$$

**Tabel B.32 Enthalpy Aliran <7>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_7$
$C_7H_8$	53830,11	585,11	4798,81	2807833,49
$C_6H_6$	44,50	0,57	4171,32	2379,87
$C_7H_6O_2$	14687,33	120,39	6172,34	743075,11
$C_7H_6O$	2877,97	27,15	15845,31	430210,55
Katalis	420,91	1,05	153,80	7444573,64
<b>Total</b>				<b>11428072,66</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran keluar**

$$T = 153,5^\circ\text{C} = 426,5 \text{ K}$$

**Tabel B.33 Enthalpy Aliran <7'>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{7'}$
$C_7H_8$	53830,11	585,11	5439,84	3182902,94
$C_6H_6$	44,5	0,57	4727,7	2697,3
$C_7H_6O_2$	14687,33	120,39	1038,09	124973,63
$C_7H_6O$	2877,97	27,15	17770,14	482470,92
Katalis	420,91	1,05	153,8	8318501,85
<b>Total</b>				<b>12111546,64</b>

$$H_4 + Q_{\text{supply}} = H_{4'} + Q_{\text{loss}}$$

$Q_{\text{loss}}$  sebesar 0,05  $Q_{\text{supply}}$ , sehingga:

$$\begin{aligned}
 H_7 + Q_{\text{supply}} &= H_{7'} + 0,05 Q_{\text{supply}} \\
 11428072,66 + Q_{\text{supply}} &= 12111546,64 + 0,05 Q_{\text{supply}} \\
 0,95 Q_{\text{supply}} &= 683473,98 \\
 Q_{\text{supply}} &= 719446,30 \\
 Q_{\text{loss}} &= 35972,31
 \end{aligned}$$

**Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan**

*Steam* yang digunakan adalah *steam* saturated yang memiliki suhu 175°C dan tekanan 892 kPa

T(°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$
175	892	741,17	2773,6	2032,43
T(°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kkal/kg)	$\lambda$
175	892	177,13963	662,8904	485,7508

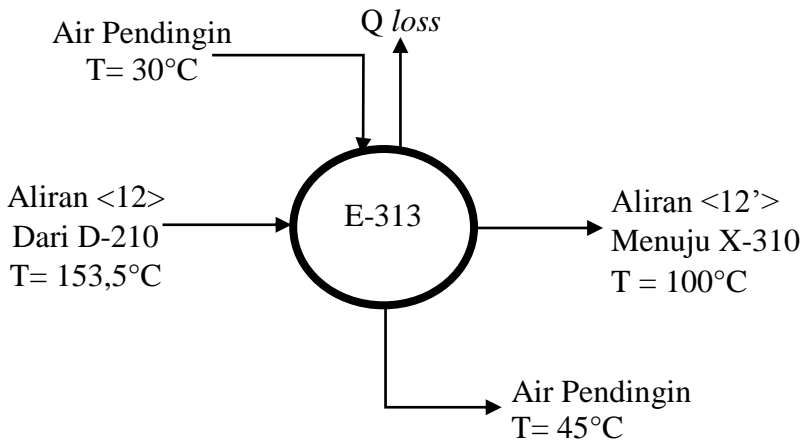
$$Q = m \times \lambda$$

$$719446,30 \text{ kkal} = m \times 485,7508$$

$$m = 1481,1 \text{ Kg}$$

**6. Cooler (E-313)**

Fungsi: Untuk mendinginkan produk keluar *flash tank* (D-210) sebelum masuk *crystallizer* (X-310)

**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$$T = 153,5^\circ\text{C} = 426,5 \text{ K}$$

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp \, dT$ (kkal/kmol)	$H_{12}$
$C_7H_8$	14714,88	159,94	5439,84	870071,14
$C_6H_6$	6,85	0,09	4727,70	415,20
$C_7H_6O_2$	14202,44	116,41	7031,07	818510,97
$C_7H_6O$	1985,74	18,73	17770,14	332895,91
Katalis	405,06	1,01	153,80	19949,37
<b>Total</b>				<b>2041842,59</b>

### Menghitung *enthalpy* keluar

$$T = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

**Tabel B.36** *Enthalpy* Aliran <12>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp \, dT$ (kkal/kmol)	$H_{12}'$
$C_7H_8$	14714,88	159,94	3004,2	480505,19
$C_6H_6$	6,85	0,09	2613,36	229,52
$C_7H_6O_2$	14202,44	116,41	3793,45	441608,2
$C_7H_6O$	1985,74	18,73	10208,17	191234,17
Katalis	405,06	1,01	153,8	11643,6
<b>Total</b>				<b>1125220,6</b>

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= H_{12} - H_{12}' \\ &= 916621,92 \text{ kkal} \end{aligned}$$

### Menghitung Massa Air yang digunakan

$$\text{Suhu air masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 45^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{air masuk}} &= n \int Cp \, dT \\ &= \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - 0,01416T^2 \\ &\quad + 9,37 \times 10^{-6}T^3 \, dT \\ &= \frac{m}{18} 90,04 \\ &= 5,002 \text{ m} \end{aligned}$$

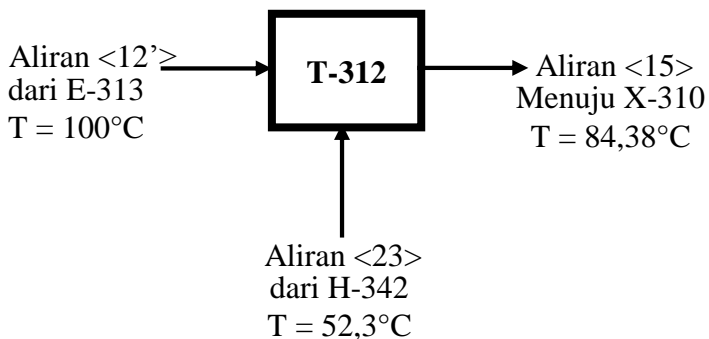
$$\begin{aligned}
 H_{\text{air keluar}} &= n \int C_p dT \\
 &= \frac{m}{18} \int_{25}^{45} 276370 - 2090,1T + 8,125T^3 - 0,01416T^2 \\
 &\quad + 9,37 \times 10^{-6} T^3 dT \\
 &= \frac{m}{18} 359,85 \\
 &= 19,991 \text{ m} \\
 Q_{\text{serap}} &= H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}} \\
 916621,92 &= (19,991 \text{ m} - 5,002 \text{ m}) \\
 &= 14,989 \text{ m} \\
 \text{Massa air} &= 61150,77 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.37** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>12</sub>	2041842,59	H <sub>12'</sub>	1125220,67
		Q <sub>serap</sub>	916621,92
<b>Total</b>	<b>2041842,59</b>		<b>2041842,59</b>

**7. Header 2 (T-312)**

Fungsi: Sebagai tempat bercampur produk dari *flash tank* (D-210) dengan *mother liquor* dari *rotary vacuum filter* (H-342)





**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

**Tabel B.38** *Enthalpy* Aliran <12'>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{12}'$
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	14714,88	159,94	3004,2	480505,19
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	6,85	0,09	2613,36	229,52
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	14202,44	116,41	3793,45	441608,2
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1985,74	18,73	10208,17	191234,17
Katalis	405,06	1,01	153,8	11643,6
<b>Total</b>				<b>1125220,67</b>

$$T = 52,3^{\circ}\text{C} = 325,3 \text{ K}$$

**Tabel B.39** *Enthalpy* Aliran <23>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{23}$
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	45883,13	498,73	1045,36	521354,5
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	47,49	0,61	910,66	554,5
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	774,75	6,35	1280,07	8128,95
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1928,42	18,19	3647,2	66352,18
Katalis	175,16	0,44	153,8	735445,88
<b>Total</b>				<b>1331836</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran keluar**

$$T = 84,38^{\circ}\text{C} = 357,38 \text{ K}$$

**Tabel B.40** *Enthalpy* Aliran <15>

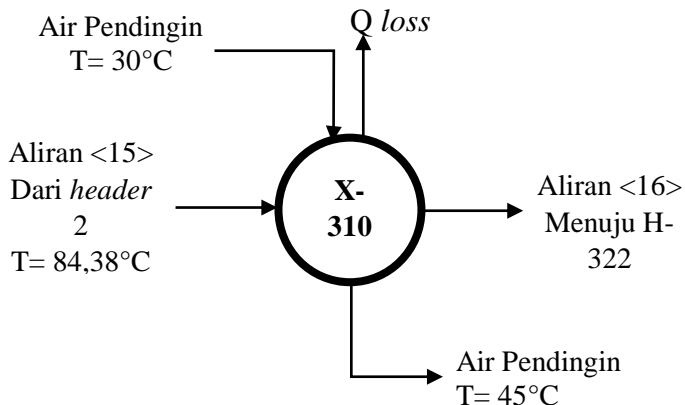
Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{15}$
$\text{C}_7\text{H}_8$	60598,01	658,67	2342,66	1543051,84
$\text{C}_6\text{H}_6$	54,34	0,7	2038,7	1420,42
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2$	14977,19	122,76	2931,76	359914,1
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	3914,17	36,93	8037,81	296804,9
Katalis	580,22	1,45	153,8	5299103,25
<b>Total</b>				<b>7500294,5</b>

**Tabel B.40** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
$H_{12'}$	6168458,5	$H_{15}$	7500294,5
$H_{23}$	1331836		
<b>Total</b>	<b>7500294,5</b>		<b>7500294,5</b>

**8. Crystallizer (X-310)**

Fungsi: Untuk mengkristalkan asam benzoat dari toluena



**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$$T = 84,38^{\circ}\text{C} = 357,38 \text{ K}$$

**Tabel B.41** *Enthalpy* Aliran <15>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{15}$
$C_7H_8$	60598,01	658,67	2342,66	1543051,84
$C_6H_6$	54,34	0,7	2038,7	1420,42
$C_7H_6O_2$	14977,19	122,76	2931,76	359914,1
$C_7H_6O$	3914,17	36,93	8037,81	296804,9
Katalis	580,22	1,45	153,8	5299103,25
<b>Total</b>				<b>7500294,5</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran keluar**

$$T = 50^{\circ}\text{C} = 323 \text{ K}$$

**Tabel B.41** *Enthalpy* Aliran <16>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{16}$
$C_7H_8$	36170,90	393,16	955,36	375609,56
$C_6H_6$	54,34	0,70	832,31	579,89
$C_7H_6O_2$	39404,30	322,99	1167,82	377188,99
$C_7H_6O$	3914,17	36,93	3336,56	123205,98
Katalis	580,22	1,45	153,80	2230952,28
<b>Total</b>				<b>3107536,71</b>

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= H_{15} - H_{16} \\ &= 7049152,76 \text{ kkal} \end{aligned}$$

**Menghitung massa *dowtherm* yang digunakan**

$$\text{Suhu } \textit{dowtherm} \text{ masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu } \textit{dowtherm} \text{ keluar} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} H \text{ } \textit{dowtherm} \text{ masuk} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= m \times 1,601 \times (30-25) \\ &= 8,01 \text{ m} \end{aligned}$$

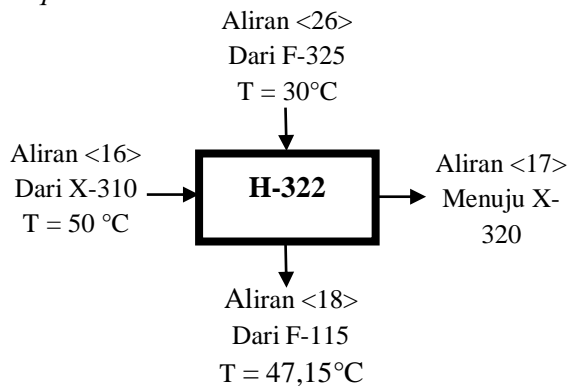
$$\begin{aligned}
 H_{\text{dowtherm keluar}} &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= m \times 1,744 \times (80-25) \\
 &= 95,92 \text{ m} \\
 Q_{\text{serap}} &= H_{\text{dowtherm keluar}} - H_{\text{dowtherm masuk}} \\
 7049152,76 &= (95,92 \text{ m} - 8,01 \text{ m}) \\
 &= 87,92 \text{ m} \\
 \text{Massa air} &= 80181,46 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.42** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>15</sub>	10156689,47	H <sub>16</sub>	3107536,71
		Q serap	7049152,76
Total	10156689,47		10156689,47

### 9. Rotary Vacuum Filter (H-322)

Fungsi: Untuk memisahkan *cake* asam benzoat dari *mother liquor*



**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$$T = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

**Tabel B.43** *Enthalpy Aliran <16>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H <sub>16</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	36170,90	393,16	955,36	375609,56
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	54,34	0,70	832,31	579,89
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	39404,30	322,99	1167,82	377188,99
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	3914,17	36,93	3336,56	123205,98
Katalis	580,22	1,45	153,80	2230952,28
<b>Total</b>				<b>3107536,71</b>

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

**Tabel B.44** *Enthalpy Aliran <26>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H <sub>26</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	21652,15	235,35	187,78	44192,77
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	25	0,32	163,72	52,47
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	280,32	2,3	225,83	518,88
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1170,54	11,04	660,89	7298,08
Katalis	137,32	0,34	153,8	105600,93
<b>Total</b>				<b>157663,14</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran keluar**

$$T = 47,15^{\circ}\text{C} = 320,15 \text{ K}$$

**Tabel B.45** *Enthalpy Aliran <17>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H <sub>17</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1160,83	12,62	844,41	10654,55
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,54	0,02	735,74	14,52
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	38978,11	319,49	1029,94	329057,27
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	96,67	0,91	2952,7	2692,73

Katalis	13,27	0,03	153,8	45226,74
<b>Total</b>				<b>387645,81</b>

$$T = 47,15^{\circ}\text{C} = 320,15 \text{ K}$$

**Tabel B.46** *Enthalpy Aliran <18>*

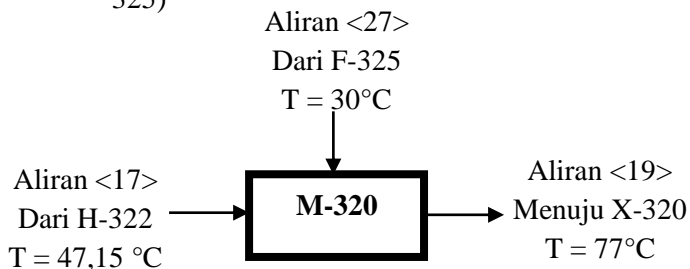
Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>18</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	56880,76	618,27	844,41	522072,83
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	75,44	0,97	735,74	711,62
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	795,47	6,52	1029,94	6715,45
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	4736,70	44,69	2952,7	131943,75
Katalis	650,44	1,62	153,8	2216110,38
<b>Total</b>				<b>2877554,04</b>

**Tabel B.47** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>16</sub>	3107536,71	H <sub>17</sub>	387645,81
H <sub>26</sub>	157663,14	H <sub>18</sub>	2877554,04
<b>Total</b>	<b>3265199,85</b>		<b>3265199,85</b>

#### 10. Tangki Pencampur (M-320)

Fungsi: Untuk mencampurkan *cake* dari *rotary vacuum filter* (H-322) dengan toluena dari *holding tank* (F-325)



**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

T = 50°C = 323 K

**Tabel B.48** *Enthalpy* Aliran <17>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>17</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1160,83	12,62	844,41	10654,55
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,54	0,02	735,74	14,52
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	38978,11	319,49	1029,94	329057,27
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	96,67	0,91	2952,7	2692,73
Katalis	13,27	0,03	153,8	45226,74
<b>Total</b>				<b>387645,81</b>

T = 30°C = 303 K

**Tabel B.49** *Enthalpy* Aliran <27>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>27</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	43304,31	470,7	187,78	88385,55
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	50	0,64	163,72	104,95
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	560,63	4,6	225,83	1037,77
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	2341,08	22,09	660,89	14596,16
Katalis	274,64	0,68	153,80	211201,86
<b>Total</b>				<b>315326,28</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran keluar**

T = 77°C = 350 K

**Tabel B.50** *Enthalpy Aliran <19>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>19</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	44902,2	488,07	2037,07	994227,5
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	46,82	0,60	1773,13	1064,27
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	39716,7	325,55	2537,63	826118,51
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1935,07	18,26	7019,03	128135,18
Katalis	180,26	0,45	153,8	1441660,44
<b>Total</b>				<b>3391205,9</b>

$$H_{17} + H_{27} + Q_{supply} = H_{19} + Q_{loss}$$

Q loss sebesar 0,05 Q<sub>supply</sub>, sehingga:

$$H_{17} + H_{27} + Q_{supply} = H_{19} + 0,05 Q_{supply}$$

$$387645,81 + 315326,28 + Q_{supply} = 3391205,9 + 0,05 Q_{supply}$$

$$0,95 Q_{supply} = 2688233,81$$

$$Q_{supply} = 2829719,8$$

$$Q_{loss} = 141485,99$$

### Menghitung massa steam yang dibutuhkan

Steam yang digunakan adalah steam saturated yang memiliki suhu 175°C dan tekanan 892 kPa

T(°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv (kJ/kg)	λ
175	892	741,17	2773,6	2032,43
T(°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kkal/kg)	λ
175	892	177,13963	662,8904	485,7508

$$Q = m \times \lambda$$

$$2829719,8 \text{ kkal} = m \times 485,7508$$

$$m = 5825,46 \text{ Kg}$$

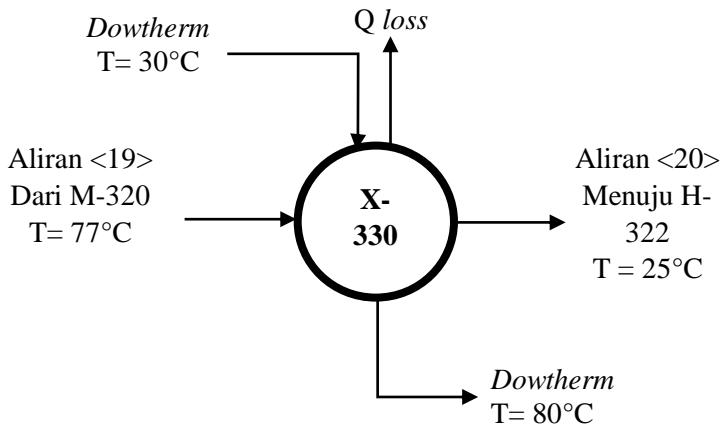


**Tabel B.51** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
$H_{17}$	387645,81	$H_{19}$	3391205,9
$H_{27}$	315326,28	$Q_{loss}$	141485,99
$Q_{supply}$	2829719,8		
<b>Total</b>	<b>3532691,89</b>		<b>3532691,89</b>

**11. Crystallizer (X-330)**

Fungsi: Untuk mengkristalkan asam benzoat dari toluena



Menghitung *enthalpy* aliran masuk

$T = 77^{\circ}\text{C} = 350\text{ K}$

**Tabel B.52** *Enthalpy* Aliran <19>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{19}$
$C_7H_8$	44902,2	488,07	2037,07	994227,5
$C_6H_6$	46,82	0,60	1773,13	1064,27
$C_7H_6O_2$	39716,7	325,55	2537,63	826118,51
$C_7H_6O$	1935,07	18,26	7019,03	128135,18
Katalis	180,26	0,45	153,8	1441660,44
<b>Total</b>				<b>3391205,9</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran keluar**

$$T = 35^{\circ}\text{C} = 328 \text{ K}$$

**Tabel B.53** *Enthalpy* Aliran <20>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>20</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	23394,11	254,28	1151,58	292827,8
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	46,82	0,6	1003,09	602,07
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	61224,78	501,84	1412,98	709094,2
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1935,07	18,26	4012,84	73255,94
Katalis	180,26	0,45	153,8	831727,18
<b>Total</b>				<b>1907507,18</b>

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= H_{19} - H_{20} \\ &= 1483698,71 \text{ kkal} \end{aligned}$$

**Menghitung Massa *Dowtherm* yang digunakan**

$$\text{Suhu } \textit{dowtherm} \text{ masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu } \textit{dowtherm} \text{ keluar} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} H \text{ } \textit{dowtherm} \text{ masuk} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= m \times 1,601 \times (30-25) \\ &= 8,01 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ } \textit{dowtherm} \text{ keluar} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= m \times 1,744 \times (80-25) \\ &= 95,92 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= H \text{ } \textit{dowtherm} \text{ keluar} - H \text{ } \textit{dowtherm} \text{ masuk} \\ 1483698,71 &= (95,92 \text{ m} - 8,01 \text{ m}) \\ &= 87,92 \text{ m} \end{aligned}$$

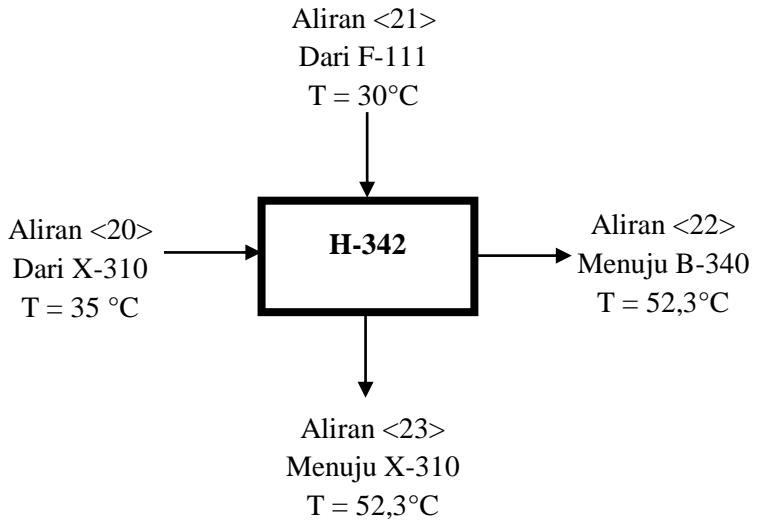
$$\text{Massa } \textit{dowtherm} = 80181,46 \text{ kg}$$

**Tabel B.54** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>19</sub>	3391205,9	H <sub>20</sub>	1907507,18
		Q serap	1483698,71
<b>Total</b>	<b>3391205,9</b>		<b>3391205,9</b>

**12. Rotary Vacuum Filter (H-342)**

Fungsi: Untuk memisahkan *cake* asam benzoat dari *mother liquor*



**Menghitung *enthalpy* aliran masuk**

$T = 55^{\circ}\text{C} = 328\text{ K}$

**Tabel B.55 *Enthalpy* Aliran <20>**

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{20}$
$\text{C}_7\text{H}_8$	23394,11	254,28	1151,58	292827,8
$\text{C}_6\text{H}_6$	46,82	0,6	1003,09	602,07
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2$	61224,78	501,84	1412,98	709094,2
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	1935,07	18,26	4012,84	73255,94
Katalis	180,26	0,45	153,8	831727,18
<b>Total</b>				<b>1907507,18</b>

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

**Tabel B.56** *Enthalpy Aliran <21>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>21</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	21695,26	235,82	187,78	44280,76
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	10,85	0,14	163,72	22,77
<b>Total</b>				<b>44303,53</b>

Menghitung *enthalpy* aliran keluar

$$T = 52,03^{\circ}\text{C} = 325,03 \text{ K}$$

**Tabel B.57** *Enthalpy Aliran <22>*

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>22</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	926,78	10,07	1034,67	10422,92
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,15	0,01	901,35	13,33
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60000,29	491,81	1266,72	622979,46
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0	0	3610,33	0
Katalis	0	0	153,8	0
<b>Total</b>				<b>633415,71</b>

$$T = 52,03^{\circ}\text{C} = 325,03 \text{ K}$$

**Tabel B.58** *Enthalpy Aliran <23>*

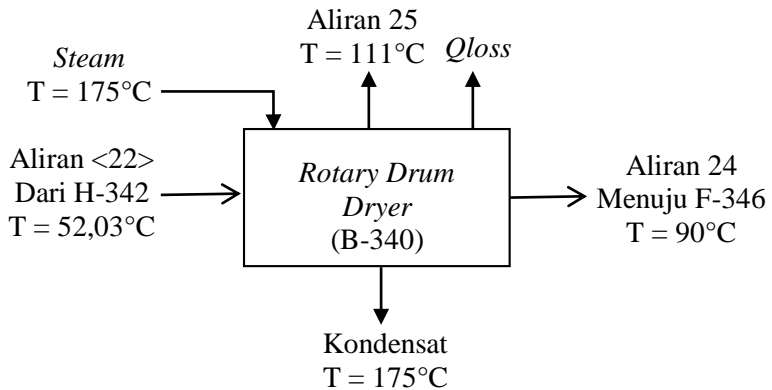
Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>23</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	45883,13	498,73	1034,67	516020,82
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	47,49	0,61	901,35	548,83
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	774,75	6,35	1266,72	8044,13
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	1928,42	18,19	3610,33	65681,38
Katalis	175,16	0,44	153,8	728099,84
<b>Total</b>				<b>1318395</b>

**Tabel B.59** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>20</sub>	1907507,18	H <sub>22</sub>	633415,71
H <sub>21</sub>	44303,53	H <sub>23</sub>	1318395
<b>Total</b>	<b>1951810,71</b>		<b>1951810,71</b>

**13. Drum Dryer (H-340)**

Fungsi: Untuk mengeringkan asam benzoat padat dari sisa toluena



Menghitung *enthalpy* aliran masuk

$$T = 52,03^{\circ}\text{C} = 325,03 \text{ K}$$

**Tabel B.60** *Enthalpy* Aliran <22>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>22</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	926,78	10,07	1034,67	10422,92
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,15	0,01	901,35	13,33
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60000,29	491,81	1266,72	622979,46
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0	0	3610,33	0
Katalis	0	0	153,8	0
<b>Total</b>				<b>633415,71</b>

**Menghitung *enthalpy* aliran keluar**

$$T = 90^{\circ}\text{C} = 363 \text{ K}$$

**Tabel B.61** *Enthalpy* Aliran <24>

Komponen	Massa	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H <sub>24</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92,67772	1,007	3482,86	3508,52
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,115329	0,001	3029	4,48
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60000,29	491,806	35,01	180670529,96
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0	0	11747,79	0
Katalis	0	0	153,80	0
<b>Total</b>				<b>180674042,96</b>

**Tabel B.62** *Enthalpy* Alir

Komponen	Massa	H <sub>v</sub>	H <sub>25</sub> = m x H <sub>vap</sub>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	834,0995	33349,75	27817004,47
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,037963	28945,00	30043,85
<b>Total</b>			<b>27847048,31</b>

$$H_{22} + Q_{\text{supply}} = H_{19} + H_{25} + Q_{\text{loss}}$$

Q loss sebesar 0,05 Q<sub>supply</sub>, sehingga:

$$H_{22} + Q_{\text{supply}} = H_{24} + H_{25} + 0,05 Q_{\text{supply}}$$

$$640092,13 + Q_{\text{supply}} = 180674042,96 + 27847048,31 + 0,05 Q_{\text{supply}}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 207880999,13$$

$$Q_{\text{supply}} = 218822104,35$$

$$Q_{\text{loss}} = 10941105,22$$

**Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan**

*Steam* yang digunakan adalah *steam* saturated yang memiliki suhu 175°C dan tekanan 892 kPa

T(°C)	P (kPa)	HI (kJ/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$
175	892	741,17	2773,6	2032,43
T(°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kkal/kg)	$\lambda$
175	892	177,13963	662,8904	485,7508

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times \lambda \\
 218822104,35 \text{ kkal} &= m \times 485,7508 \\
 m &= 450482,26 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.63** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>22</sub>	640092,13	H <sub>24</sub>	180674042,96
Q <sub>supply</sub>	218822104,35	H <sub>25</sub>	27847048,31
		Q <sub>loss</sub>	10941105,22
<b>Total</b>	<b>219462196,49</b>		<b>219462196,49</b>

## APPENDIKS C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

#### 1. Tangki Penyimpanan Toluena (F-111)

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku *fresh* toluena

Tipe : Silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk *conical*

Bahan : SA-283 *Grade C*



Perhitungan:

Kapasitas = 67340,73 kg/hari

Menentukan densitas campuran

Komponen	xi	$\rho$ (kg/L)	$\rho \cdot x_i$
$C_6H_6$	0,0005	0,873	0,00044
$C_7H_8$	0,9995	0,865	0,86457
Total	1		0,865

$\rho$  toluena = 0,865 kg/L = 54 lb/ft<sup>3</sup>

Kecepatan volumetrik =  $\frac{67340,73}{0,865} = 77850,19$  L/hari

Waktu penyimpanan = 30 hari

Kapasitas liquida = 77850,19 x 30

= 2335505,85 L

= 82477,68 ft<sup>3</sup>



### Menentukan Ukuran Tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \\ \text{Dimana: } H &= \text{tinggi silinder} = \text{diameter} \\ \text{Asumsi } \frac{H}{D} &= 1 \\ 82477,688 &= \frac{\pi \times D^3}{4} \\ D &= 47,19 \text{ ft} = 14,38 \text{ m} = 566,24 \text{ in} \\ R &= 23,59 \text{ ft} = 7,19 \text{ m} = 283,12 \text{ in} \\ H &= 47,19 \text{ ft} = 14,38 \text{ m} = 566,24 \text{ in}\end{aligned}$$

Karena tinggi silinder adalah 47,19 ft → 48 ft, maka digunakan *plate* dengan lebar 8 ft sebanyak 6 buah. Dari banyaknya *plate* ini dapat diketahui banyaknya *course* yaitu 6 *course*.

Dari standarisasi tinggi silinder maka dengan perbandingan  $H/D = 1$ , besar diameter = 48 ft = 576 in

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \\ &= \frac{3,14 \times (48)^2 \times 48}{4} \\ &= 86814,72 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tangki

$$ts = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} \times C$$

Dimana:

ts = tebal tangki (in)

P = tekanan desain (psi)

R = jari-jari tangki (in)

C = faktor korosi (in/tahun)

E = efisiensi sambungan

S = tegangan maksimum yang diijinkan

Digunakan jenis pengelasan *double welded butt joint* dari tabel 13.2 Brownell & Young:

$$C = 0,125$$

$$E = 0,8$$

Bahan konstruksi adalah *carbon steel SA-283 Grade C* untuk bejana penyimpan kondisi statis.

Dari tabel 13.1 Brownell & Young diperoleh,  $S = 21000$  psi

$H_{liq}$  = Tinggi liquida dalam tangki

$$V_{liq} = \frac{\pi \times D^2 \times H_{liq}}{4}$$

$$86814,72 = \frac{\pi \times 2304 \times H_{liq}}{4}$$

$$H_{liq} = 48 \text{ ft}$$

### **Perhitungan Course**

#### **Course 1**

$$H_1 = 48 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} P_{op} &= P_{hidro} \\ &= \frac{\rho \times H_{liq}}{144} \\ &= \frac{54 \times 48}{144} = 18,0002 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1,05 \times P_{op} \\ &= 1,05 \times 18,0002 = 18,9002 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$ts_1 = \frac{18,9002 \times 288}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 18,9002} = 0,324 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan standar ukuran tebal} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$OD_1 = 576 + 2 (5/16) = 576,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{\pi \times D \times \text{panjang las}}{12 \times N} \\ &= \frac{3,14 \times (576 + 5/16) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} \\ &= 15,067 \text{ ft} = 15 \text{ ft } 1 \text{ in} \end{aligned}$$

### **Course 2**

$$H_2 = 48 - 8 \text{ ft} = 40 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} P_{op} &= P_{\text{hidro}} \\ &= \frac{\rho \times H_{liq}}{144} \\ &= \frac{54 \times 40}{144} = 15,0001 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,05 \times P_{op} \\ &= 1,05 \times 15,0001 = 15,7501 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$ts_2 = \frac{15,7501 \times 288}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 15,7501} = 0,270 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan standar ukuran tebal} = \frac{4}{16} \text{ in}$$

$$OD_2 = 576 + 2 (4/16) = 576,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{\pi \times D \times \text{panjang las}}{12 \times N} \\ &= \frac{3,14 \times (576 + 5/16) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} \\ &= 15,067 \text{ ft} = 15 \text{ ft } 1 \text{ in} \end{aligned}$$

**Course 3**

$$H_3 = 40 - 8 \text{ ft} = 32 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Pop} &= P_{\text{hidro}} \\ &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{54 \times 32}{144} = 12,0001 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,05 \times \text{Pop} \\ &= 1,05 \times 12,0001 = 12,6001 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t_{S_3} = \frac{12,6001 \times 288}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6001} = 0,216 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan standar ukuran tebal} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$OD_3 = 576 + 2 (3/16) = 576,375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L_3 &= \frac{\pi \times D \times \text{panjang las}}{12 \times N} \\ &= \frac{3,14 \times (576 + 3/16) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} \\ &= 15,064 \text{ ft} = 15 \text{ ft } 1 \text{ in} \end{aligned}$$

**Course 4**

$$H_4 = 32 - 8 \text{ ft} = 24 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Pop} &= P_{\text{hidro}} \\ &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{54 \times 24}{144} = 9,00008 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\ &= 1,05 \times 9,00008 = 9,45008 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t_{s4} = \frac{9,45008 \times 288}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 9,45008} = 0,162 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan standar ukuran tebal} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$OD_4 = 576 + 2 (3/16) = 576,375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L_4 &= \frac{\pi \times D \times \text{panjang las}}{12 \times N} \\ &= \frac{3,14 \times (576 + 3/16) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} \\ &= 15,064 \text{ ft} = 15 \text{ ft } 1 \text{ in} \end{aligned}$$

### **Course 5**

$$H_5 = 24 - 8 \text{ ft} = 16 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{op}} &= P_{\text{hidro}} \\ &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{54 \times 32}{144} = 6,00005 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\ &= 1,05 \times 6,00005 = 6,3005 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t_{s5} = \frac{6,3005 \times 288}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 6,3005} = 0,108 \text{ in}$$

Jadi digunakan standar ukuran tebal =  $\frac{3}{16}$  in

$$\begin{aligned} \text{OD}_5 &= 576 + 2 (3/16) = 576,375 \text{ in} \\ L_5 &= \frac{\pi \times D \times \text{panjang las}}{12 \times N} \\ &= \frac{3,14 \times (576 + 3/16) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} \\ &= 15,064 \text{ ft} = 15 \text{ ft } 1 \text{ in} \end{aligned}$$

### **Course 6**

$$H_6 = 16 - 8 \text{ ft} = 8 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Pop} &= P_{\text{hidro}} \\ &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{54 \times 32}{144} = 3,00003 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,05 \times \text{Pop} \\ &= 1,05 \times 3,00003 = 3,15003 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$ts_6 = \frac{3,15003 \times 288}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 3,15003} = 0,054 \text{ in}$$

Jadi digunakan standar ukuran tebal =  $\frac{3}{16}$  in

$$\begin{aligned} \text{OD}_6 &= 576 + 2 (3/16) = 576,375 \text{ in} \\ L_6 &= \frac{\pi \times D \times \text{panjang las}}{12 \times N} \\ &= \frac{3,14 \times (576 + 3/16) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} \\ &= 15,064 \text{ ft} = 15 \text{ ft } 1 \text{ in} \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Atas dan Tutup Bawah

Digunakan tutup atas *conical* dengan  $\alpha = 60^\circ$

$$\begin{aligned}
 Th &= \frac{P \times D}{2 \times \cos \alpha - (S \times E - 0,6 \times P)} + C \\
 &= \frac{3,15003 \times 576}{2 \times 0,5 \times (16250 \times 0,8 - 0,6 \times 3,15003)} + 0,125 \\
 &= 0,265 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena tangki mempunyai ukuran yang besar, maka bagian bawah datar (menempel lantai) sehingga tebal tutup bawah langsung diambil  $\frac{1}{4}$  in

### Resume Tangki Penyimpanan Toluena (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	: 86814,7 ft <sup>3</sup>
Bentuk	: Tangki silinder dengan tutup atas <i>conical</i>
Diameter	: 48 ft
Tinggi Tangki	: 48 ft
Tebal <i>shell</i> per <i>course</i>	
Course 1	: 0,324 in
Course 2	: 0,270 in
Course 3	: 0,216 in
Course 4	: 0,162 in
Course 5	: 0,108 in
Course 6	: 0,054 in
Tebal tutup atas	: 0,313 in
Tebal tutup bawah	: 0,25 in
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i> SA-213 Grade C
Jumlah	: 1 buah

## 2. *Belt Conveyor (J-324)*

Fungsi : Mengangkut *cake* dari *rotary vacuum filter* (H-322) menuju ke tangki pencampuran (M-320)

Tipe : *Throughed belt on 20° idlers with rolls equal length*

Kondisi Operasi:

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C

Laju alir massa = 40250,43 kg/jam

Faktor keamanan 20%, maka:

Kapasitas =  $1,2 \times 40250,43$

= 48300,52 kg/jam

= 48,30052 ton/jam

Dari Tabel 21-7 (*Perry's Chemical Engineer's Handbook*, Edisi 7), dipilih *belt conveyor* dengan kapasitas 54 ton/jam dengan spesifikasi sebagai berikut:

Lebar *belt* = 45 cm

*Cross sectional area* = 0,017 m<sup>2</sup>

Kecepatan *belt* = 31 m/s

*Belt Plies* = 6

Ukuran *lump* maksimum = 76 mm

Daya angkat = 0,6 hp

Daya pusat = 0,7 hp

Daya tambahan untuk *tripper* = 0,25 hp

### Resume *Belt Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Mengangkut <i>cake</i> dari <i>rotary vacuum filter</i> (H-322) menuju tangki pencampuran (M-320)



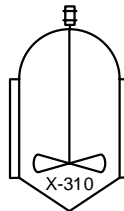
Tipe	: <i>Throughed belt on 20° idlers with rolls equal length</i>
Ukuran <i>lump</i> max.	: 76 mm
Kapasitas	: 54 ton/jam
<i>Cross sectional area</i>	: 0,017 m <sup>2</sup>
Lebar <i>belt</i>	: 45 cm
Kecepatan <i>belt</i>	: 30,5 m/s
Daya angkat	: 0,58 hp
Daya pusat	: 0,7 hp
Daya tambah untuk <i>tripper</i>	: 2,5 hp
<i>Belt Plies</i>	: 6
Jumlah	: 1 buah

---

### 3. *Crystallizer (X-310)*

Fungsi : Mengkristalkan asam benzoat dari toluena

Tipe : *Swenson Crystallizer*



Tipe tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan atap rata dan dasar *conical*

#### **Menentukan dimensi tangki:**

Jumlah *feed* yang ditampung untuk kebutuhan produksi:

$$80123,9 \text{ kg/hari} \times 1 \text{ hari} = 3338,5 \text{ kg}$$

Menghitung volume *feed* di *crystallizer*:

Dimana T dalam satuan kelvin (K), dan densitas dalam  $\text{kg/m}^3$  sehingga perlu dikalikan dengan BM masing-masing komponen agar didapatkan satuan  $\text{kg/m}^3$

$$\begin{aligned} T &= 50^\circ\text{C} \\ &= 323 \text{ K} \end{aligned}$$

Menentukan densitas campuran dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{density} = A B^{-(1 - T/C)^n}$$

Sumber: *Yaws*

Dimana: T = Temperatur (K)

Komponen	$x_i$	$\rho$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$\rho \cdot x_i$
$\text{C}_7\text{H}_8$	0,756	840,83	635,67
$\text{C}_6\text{H}_6$	0,001	847,9	0,85
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2$	0,049	1231,2	60,33
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	0,187	1,02	0,19
Katalis	0,007	0,66	0
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>2921,60</b>	<b>697,04</b>

Data densitas didapatkan dari perhitungan buku *Yaws*:

$$\begin{aligned} \rho &= 697,04 \text{ kg/m}^3 \\ &= 43,5145 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Volume *feed* yang ditampung:

$$\begin{aligned} 3338,5 \text{ kg} \times \frac{1}{697,04 \text{ kg/m}^3} &= 4,78955 \text{ m}^3 \\ &= 30,1254 \text{ bbl} \end{aligned}$$

*Safety factor* tangki = 0,1

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan:

Vtangki = 33,14 bbl = 191,5 ft<sup>3</sup>

Htangki = 1,5 OD

Volume tangki = (2 x volume setengah tabung) + volume silinder

191,5 ft<sup>3</sup> = (2 x 0,0847 d<sup>3</sup>) + ( $\pi/4 \times d^2 \times H$ )

191,5 ft<sup>3</sup> = 0,1694 d<sup>3</sup> + 1,1781 d<sup>3</sup>

191,5 ft<sup>3</sup> = 1,3475 d<sup>3</sup>

191,5 ft<sup>3</sup> = 142,143

OD = 4,81 ft

OD = 4,81 ft = 1,466 m = 57,72 in

Distandarisasikan OD = 60 in

### **Menentukan tinggi liquida dalam *crystallizer***

H = 1,5 OD

H = 7,215 ft = 2,199 m = 86,58 in

### **Menentukan P desain:**

P<sub>total</sub> = P hidrostatik + P dalam tangki

=  $r \times (g/gc) \times H_1 + 14,7$

=  $43,51 \times 1 \times \frac{4,81}{144} + 14,7$

= 16,15 psi

Maka tekanan desain = 1,2 x P<sub>total</sub>

= 1,2 x 16,15

= 19,38 psi

Bahan yang digunakan *carbon steel SA-212 Grade A*

$$f = 16250 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$c = 0,125 \text{ in}$$

**Menentukan tebal silinder:**

$$t_s = \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \cdot E - 0,6 \cdot P_d)}$$

Dimana:

$t_s$  = Tebal minimum silinder

$P_d$  = Tekanan desain (psi)

$F$  = *allowable stress* (psi)

$OD$  = diameter luar silinder (in)

$E$  = efisiensi sambungan las

$C$  = tebal untuk korosi, ditetapkan 1/8 in

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{19,38 \times 60}{2 \times (16250 \times 0,8 - 0,6 \times 19,38)} + 0,125 \\ &= \frac{1163,05}{25976,7} + 0,125 \\ &= 0,16977 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Ditetapkan tebal silinder} = \frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}$$

Diameter dalam bejana

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \cdot t_s \\ &= 60 - 0,34 \\ &= 59,66 \text{ in} \\ &= 4,972 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tutup

$$\begin{aligned} H &= 0,169 \times OD \\ &= 10,14 \text{ in} \end{aligned}$$

**Menghitung tebal tutup**

Tutup atas

 $r = 60$  (*Brownell & Young*, hal 90)

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{0,885 \times P_d \times r}{(f \times E - 0,1 \times P_i)} + 0,125 \\
 &= \frac{0,885 \times 19,38 \times 60}{16250 \times 0,8 - 0,1 \times 19,38} + 0,125 \\
 &= \frac{1029,3}{12998,1} + 0,125 \\
 &= 0,20419 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Menentukan sistem pengaduk:**Ditentukan jenis pengaduk: *Flat six-blade open turbine*

Dari Geankoplis, hal 154 didapatkan data sebagai berikut:

$$D_a/D_t = 0,3 - 0,5$$

$$H/D_t = 1$$

$$W/D_a = 1/5$$

$$C/D_t = 1/3$$

$$L/D_a = 1/4$$

$$J/D_t = 1/12$$

$$\begin{aligned}
 D_a &= 0,3 \times D_t \\
 &= 17,9 \text{ in} = 1,492 \text{ ft} = 0,455 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1 \times D_t \\
 &= 59,66 \text{ in} = 4,972 \text{ ft} = 1,515 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= 1/5 \times D_a \\
 &= 3,58 \text{ in} = 0,298 \text{ ft} = 0,091 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C &= 1/3 \times D_t \\
 &= 19,89 \text{ in} = 1,657 \text{ ft} = 0,505 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 1/12 \times D_a \\
 &= 1,492 \text{ in} = 0,124 \text{ ft} = 0,038 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan Jaket Pendingin:**

$$\text{Jumlah air pendingin} = 470271,46 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air pendingin} &= \frac{F \text{ air pendingin}}{\rho \text{ air pendingin}} \\ &= \frac{470271,46}{62,16} = 7565,5 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter } \textit{inside} \text{ jaket} &= \text{Diameter dalam} + (2 \times \text{tebal } \textit{shell}) \\ &= 60,0355 \text{ in} = 5,00295 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= \text{Tinggi } \textit{crystallizer} \\ &= 86,58 \text{ in} = 7,215 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in} = 0,417 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter } \textit{outside} \text{ jaket} &= D_i + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ &= 70,04 \text{ in} = 5,836 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas area pendinginan, v:

$$A = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 7,091 \text{ ft}^2$$

Kecepatan *superficial* air pendingin, v:

$$\begin{aligned} V &= \frac{V \text{ air pendingin}}{A} \\ &= \frac{7565,5}{7,09067} = 1066,97 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

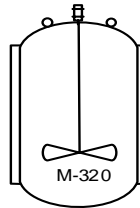
**Resume Crystallizer (X-310)**

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Mengkristalkan asam benzoat dari toluena
Jenis	: <i>Swenson Crystallizer with agitator</i>
Bahan	: <i>Cast Steel</i>
Temperatur	: 50°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah	: 1

#### 4. Mixer (M-320)

Fungsi : Mencampur asam benzoat dengan toluena hingga homogen

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *dished head*



T masuk = 47,15°C = 320,3 K  
 T keluar = 77 °C = 350,15 K  
 P operasi = 1 atm = 101,33 kPa  
 Waktu tinggal = 1 jam

Komposisi masuk:

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas kg/m <sup>3</sup>	$\rho \cdot X$
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,02884	1160,83	819,31	23,63
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,00004	1,54	813,56	0,03
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub>	0,96839	38978,11	1203,59	1165,54
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O	0,00240	96,67	994,04	2,39
Katalis	0,00033	13,27	635,80	0,21
<b>Total</b>	<b>1</b>			<b>1191,80</b>

$\rho$  campuran = 1191,8 kg/m<sup>3</sup>

Volume bahan yang ditampung :

$$40250,43 \text{ kg} \times \frac{1}{1191,8 \text{ kg/m}^3} = 33,77 \text{ m}^3$$

*Safety factor* tangki: 10%

Sehingga didapatkan,  $V_{\text{tangki}} = 37,15 \text{ m}^3 = 1311,9 \text{ ft}^3$

### **Menentukan diameter dalam tangki (ID)**

Volume *torispherical head* ( $V_h$ )

$$V_h = 0,000049 \text{ Di}^3 \quad (\text{Brownell \& Young, hal 88})$$

Keterangan:

$V_h$  = volume *torispherical head*

$\text{Di}$  = diameter dalam

$$L/D = 1,5 \quad (\text{Design Bejana, Hal 49})$$

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \cdot V_{\text{head}} \\ &= \frac{3,14 \times D^2 \times 1,5D}{4} + (2 \times 0,000049 \text{ Di}^3) \\ &= 1,17760 \text{ Di}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Di}^3 = \frac{1311,9}{1,1776}$$

$$\text{Di} = 10,37 \text{ ft}$$

$$L = 1,5 \times 10,37$$

$$= 15,55 \text{ ft} = 16 \text{ ft (dipilih 2 course @ 8 ft)}$$

### **Menghitung tebal dan panjang *shell course***

Tebal *shell course* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan

Berdasarkan *circumferential stress*.

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

$$= 124 \text{ in}$$

Dimana:

$t$  = tebal shell (in)

$p$  = *internal pressure* (psi)

$d$  = diameter dalam (in)



- $f$  = allowable stress (psi)  
 $E$  = joint efficiency (in)  
 $c$  = corrosion allowance

### Menghitung tekanan desain

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= \rho_{Ti} \times \frac{H}{144} \\
 P_{des} &= 1,2 \times 74,40 \times \frac{H}{144} \\
 &= 0,62 \times H \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*

$$\begin{aligned}
 E &= 80\% \\
 C &= 0,125 \\
 f &= 18750 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c \\
 &= \frac{0,62 \times H \times 124,4}{2 \times 18750 \times 0,125} + 0,125 \\
 &= 0,0026 \times H + 0,125
 \end{aligned}$$

### Course 1

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 0,0026 \times H + 0,125 \\
 &= 0,0026 \times 16 + 0,125 \\
 &= 0,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk *course 1* dipilih *plate* dengan ketebalan  $= 0,17 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$

### Course 2

$$\begin{aligned}
 H_2 &= H - 8 \\
 &= 16 - 8 \\
 &= 8 \text{ ft} \\
 t_2 &= 0,0026 \times H + 0,125 \\
 &= 0,0026 \times 8 + 0,125 \\
 &= 0,15 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk *course 2* dipilih *plate* dengan ketebalan  $= 0,15 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$

**Menentukan tebal *head* tangki atas**

Tebal *head* atas = 15 in

$$\begin{aligned}(\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2.t_s \\ &= 124,4 + (2 \times 0,15) \\ &= 124,69 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan OD standar 126 in, dengan tebal *shell*  $\frac{1}{4}$  in

Dari tabel 5.7 Brownell & Young, diperoleh harga:

$$rc = 120$$

$$irc = 7,625$$

Berdasarkan Persamaan 7.76 & 7.77, Brownell & Young hal 138

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{irc} \right)^{0,5} \right)$$

$$W = 1,74$$

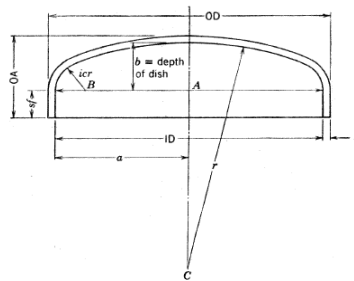
$$P = P_{des} = 0,62 \text{ H} = 0,62 \times 8 = 4,96 \text{ psi}$$

$$t_h = \frac{p \times rc \times W}{2.f.E - 0,2.P} + c$$

$$\begin{aligned}t_h &= \frac{4,96 \times 120 \times 1,74}{(2 \times 18750 \times 0,8) - (0,2 \times 4,96)} + 0,125 \\ &= 0,16 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan tebal standar =  $\frac{3}{16}$  in

### Menghitung tebal *head* atas



$$ID = 124,4 \text{ in}$$

$$OD = 124,69 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{124,4}{2} = 62,2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - irc \\ &= 120 - 7,63 = 112,38 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= 62,2 - 7,63 = 54,6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 98,233 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 120 - 98,23 = 21,77 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal *head*  $\frac{3}{16}$

in diperoleh harga  $sf = 1\frac{1}{2} - 2$ , maka:

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= 0,16 + 21,77 + 2 \\ &= 23,93 \text{ in} = 1,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan tebal *head* tangki bawah

Tebal *head* bawah = 0,17 in

$$(OD)_s = (ID)_s + 2 \cdot ts$$

$$= 124,4 + (2 \times 0,17)$$

$$= 124,73 \text{ in}$$

Digunakan OD standar 126 in, dengan tebal *shell*  $\frac{3}{16}$  in  
 Dari tabel 5.7 Brownell & Young, diperoleh harga:

$$rc = 120$$

$$irc = 7,625$$

Berdasarkan Persamaan 7.76 & 7.77, Brownell & Young hal 138

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{irc} \right)^{0,5} \right)$$

$$W = 1,74$$

$$P = P_{des} = 0,62 H = 0,62 \times 16 = 9,921 \text{ psi}$$

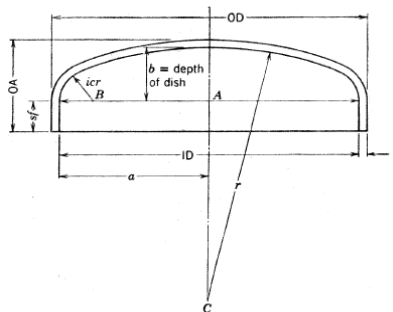
$$t_h = \frac{p \times rc \times W}{2.f.E - 0,2.P} + c$$

$$t_h = \frac{9,921 \times 120 \times 1,74}{(2 \times 18750 \times 0,8) - (0,2 \times 9,9205)} + 0,125$$

$$= 0,19 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar =  $\frac{4}{16}$  in

### Menghitung tebal *head* bawah



$$\begin{aligned} \text{ID} &= 124,4 \text{ in} \\ \text{OD} &= 124,73 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga:

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} = \frac{124,4}{2} = 62,2 \text{ in} \\ \text{BC} &= rc - irc \\ &= 120 - 7,63 = 112,38 \text{ in} \\ \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - icr \\ &= 62,2 - 7,63 = 54,6 \text{ in} \\ \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 98,233 \text{ in} \\ b &= rc - \text{AC} \\ &= 120 - 98,23 = 21,77 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal *head*  $\frac{4}{16}$  in diperoleh harga  $\text{sf} = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2}$ , maka:

$$\begin{aligned} \text{Hh} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ &= 0,19 + 21,77 + 2 \\ &= 23,96 \text{ in} = 2 \text{ ft} \end{aligned}$$

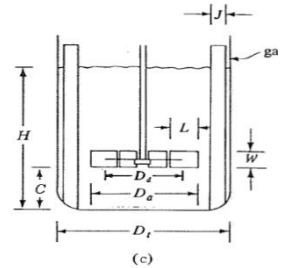
### Perhitungan Pengaduk

Jenis pengaduk : *flat six blade turbine with disk*  
 Jumlah *baffle* : 4 (Geankoplis edisi 4, hal 158)

$$\begin{aligned} \text{Da/Dt} &= 0,3 ; \text{Da} = 37,42 \text{ in} = 0,95 \text{ m} \\ \text{W/Da} &= 0,2 ; \text{W} = 0,19 \text{ m} \\ \text{L/Da} &= 0,3 ; \text{L} = 0,238 \text{ m} \\ \text{C/Dt} &= 0,3 ; \text{C} = 1,056 \text{ m Da}^2 \\ \text{Dt/J} &= 12 ; \text{J} = 0,264 \text{ m} \\ \text{N} &= 90 \text{ rpm} = 1,5 \text{ rps} \\ \mu &= 0,0004422 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Dimana:

- $D_a$  : diameter *impeller* (m)  
 $D_t$  : diameter tangki (m)  
 $W$  : lebar *blade* (m)  
 $L$  : panjang daun *blade* (m)  
 $C$  : jarak *impeller* dari dasar tangki (m)  
 $J$  : lebar *baffle* (m)  
 $N$  : kecepatan putar (rps)



$$Nre = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = 3652266,2$$

### Menghitung Power Consumption

Berdasarkan nilai  $Nre = 3652266,2$

Maka diperoleh *power number* dari Figure 3.4-5

$$N_p = 5 \quad (\text{Geankoplis, Figure 3.4-5 hal 159})$$

$$\begin{aligned}
 P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\
 &= 15599,73 \text{ W} \\
 &= 15,6 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Jacket Pemanas:

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah steam} &= 470271,46 \text{ kg/jam} \\
 &= 1036771,1 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume steam} &= \frac{F_{\text{steam}}}{\rho_{\text{steam}}} \\
 &= \frac{5825,46}{0,2879} = 20230,73 \text{ cuft/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter inside jacket shell} &= \text{Diameter dalam} + (2 \times \text{tebal}) \\
 &= 124,815 \text{ in} = 10,4013 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi jacket} &= \text{Tinggi mixer} \\
 &= 192 \text{ in} = 16 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi jarak jacket} = 5 \text{ in} = 0,417 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter } outside \text{ jaket} &= D_i + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ &= 134,8 \text{ in} = 11,23 \text{ ft}\end{aligned}$$

Luas area pemanasan, v:

$$\begin{aligned}A &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= 14,15 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Kecepatan *superficial steam*, v:

$$\begin{aligned}V &= \frac{V_{steam}}{A} \\ &= \frac{5825,46}{14,15} = 11429,39 \text{ ft/jam}\end{aligned}$$

### **Resume Mixer (M-320)**

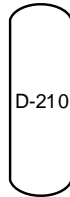
<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	: Mencampurkan <i>cake</i> asam benzoat dengan toluena hingga homogen
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i> , tipe 316, Grade M (SA-24)
Kapasitas	: 37,15 ft <sup>3</sup>
Tinggi	: 16 ft
Jumlah	: 1

### 5. *Flash Tank (D-210)*

Fungsi : Untuk memisahkan sebagian besar toluena dari produk keluar reaktor (R-110)

Tipe : Silinder vertical dengan atap berbentuk *torispherical dished head*

Bahan : *Austentic Stainless Steel*, AISI tipe 304



#### Menentukan volume spesifik uap

Komponen	kmol	$y_i$	Pc (bar)	Tc (K)	$\omega$	BM
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	425,17	0,9651	41,06	591,8	0,262	92
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,48	0,0011	48,98	562,2	0,21	78
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	3,97	0,0090	44,7	751	0,603	122
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	8,42	0,0191	46,5	628,15	0,326	106
Katalis	0,04	0,0001	27,4	540,2	0,35	401,28

Komponen	$y_i \cdot T_{ci}$	$y_i \cdot P_{ci}$	$y_i \cdot \omega$	$y_i \cdot BM$
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	571,1462	39,62701	0,2528562	88,7892
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,61842	0,053878	0,000231	0,0858
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	6,759	0,4023	0,005427	1,098
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	11,99767	0,88815	0,0062266	2,0246
Katalis	0,05402	0,00274	0,000035	0,040128
<b>Total</b>	<b>590,5753</b>	<b>40,97407</b>	<b>0,2647758</b>	<b>92,03773</b>



Dari *Smith Van Ness* Ed 4 Hal 85

$$Tr = \frac{T}{\sum y_i T_{ci}} = \frac{426,5}{590,6} = 0,72218$$

$$Pr = \frac{P}{\sum y_i P_{ci}} = \frac{1}{40,97} = 0,02441$$

Dari harga  $Tr$  dan  $Pr$  menurut gambar 3.11 *Smith Van Ness* maka digunakan *generalized virial* koefisien

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,083 - \frac{0,422}{0,59406} = 0,7103664$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139 - \frac{0,172}{0,25486} = 0,674877$$

$$BP_c = B^0 + \omega B^1 = 0,71037 + (0,17869) = 0,5316753$$

$$Z = 1 + \frac{BP_c}{RT_c} \times \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + 0,532 \times 0,034 = 1,01797$$

$$V_s = \frac{ZRT}{P} = \frac{1,01797 \times 0,08205 \times 426,5}{1} = 35,6231 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}$$

### Menentukan densitas uap dan cairan

Densitas *vapor* ( $\rho_v$ )

BM campuran = 92,0377

$$\rho_v = \frac{BM_{\text{campuran}}}{V_s} = \frac{92,0377}{35,6231} = 2,584 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,161 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Densitas *liquid* ( $\rho_L$ )

Menentukan densitas campuran liquida sebagai berikut:

$$\underline{\rho_L = A B^{-(1-T/T_c)^n}}$$

Komponen	$x_i$	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x_i$
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,46990	728,68	342,407
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,00022	727,91	0,15923
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,06341	1121,29	71,1031
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0,45354	920,77	417,604
Katalis	0,01293	555,61	7,18684
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>838,46</b>

$$\rho_L = 838,459 \text{ kg/m}^3 = 52a$$

### Menentukan volume vapor dan liquid

$$\text{Massa vapor} = 40545,84 \text{ kg/hari} = 0,469 \text{ kg/s} = 1,035 \text{ lb/s}$$

$$\text{Massa liquid} = 71860,81 \text{ kg/hari} = 0,832 \text{ kg/s} = 1,834 \text{ lb/s}$$

$$\text{Volume vapor} = \frac{\text{massa vapor}}{\rho \text{ vapor}} = \frac{1,03459}{2,58365} = 0,40044 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{\text{massa liquid}}{\rho \text{ liquid}} = \frac{1,83363}{838,459} = 0,00219 \text{ m}^3/\text{s}$$

### Menentukan drum separator

Direncanakan vapor memiliki waktu tinggal (*hold up*) 0,1 menit

Direncanakan liquid memiliki waktu tinggal (*hold up*) 10 menit

$$\text{Volume liquid} = 0,00219 \times 10 \times 60 = 1,312 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume vapor} = 0,40044 \times 0,1 \times 60 = 2,403 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = 3,715 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10%, maka volume *drum separator* menjadi:

$$V = 1,1 \times 3,715$$

$$= 4,086 \text{ m}^3 = 144,304 \text{ ft}^3 = 249357,217 \text{ in}^3$$

### Menghitung maximum design vapor velocity (Uv)

$$\begin{aligned} S_{\text{fac}} &= \frac{L}{V} \times \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0,5} \\ &= \frac{1,834}{1,035} \times \left( \frac{0,161}{52,34} \right)^{0,5} \\ &= 0,098 \end{aligned}$$

Dari Fig 1 McKetta halaman 438 didapatkan  $K_v = 0,4$

$$U_v = K_v \times \left( \frac{P_L \cdot P_v}{P_v} \right)^{0,5}$$

$$U_v = 0,4 \times \left( \frac{52,34 - 0,161}{0,161} \right)^{0,5}$$

$$U_v = 7,195 \text{ ft/s} \\ = 2,193 \text{ m/s}$$

### **Menghitung dimensi tangki**

#### **Menentukan diameter dalam tangki (ID)**

Volume *torispherical head* ( $V_h$ )

$$V_h = 0,000049 \text{ di}^3 (\text{ft}^3) \quad (\text{Brownell \& Young, hal 88}) \\ = 0,08467 \text{ di}^3 (\text{in}^3) D^2$$

$$D_i = \text{diameter dalam (in)}$$

$$L/D = 2,5 \text{ (Silla, hal 285)}$$

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \cdot V_{head} \\ = \frac{3,14 \cdot D^2 \cdot 2,5D}{4} + (2 \times 0,085 \text{ di}^3) \\ = 2,13184 \text{ di}^3$$

$$D_i^3 = \frac{249357,217}{42,13184} = 116968,0731 \\ = 48,9053 \text{ in} = 1,242 \text{ m}$$

$$L = 2,5 \times 48,9053 \\ = 122,263 \text{ in} = 3,105 \text{ m}$$

#### **Menentukan volume drum separator**

Volume silinder ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} \\ = \frac{3,14 \cdot 2391,7267 \cdot 122,263}{4} = 229549,84 \text{ in}^3$$

Volume *drum separator* ( $V_t$ )

$$V_t = V_s + 2 \cdot V_h \\ = 229549,84 + (2 \times 0,08467 \text{ di}^3)$$

$$= 229549,84 + (2 \times 0,08467 \times 116968,07) \\ = 249357,22 \text{ in}^3$$

### **Menghitung luas penampang tangki (A)**

$$A = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} = \frac{3,14 \times 1,543^2}{4} = 1,211 \text{ m}^2$$

### **Menentukan tinggi liquida (H<sub>L</sub>)**

$$\text{Volume untuk 10 menit hold up} = 0,0021869 \times 10 \times 60 \\ = 1,312 \text{ m}^3$$

$$\text{Kedalaman liquid} = \frac{1,312}{1,211} = 1,083 \text{ m}$$

### **Menentukan tebal dinding tangki (ts)**

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan 13.1 *Brownell & Young* halaman 254, yaitu:

$$ts = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

Dimana :

ts = tebal *shell* (in)

P = tekanan internal (psi)

r<sub>i</sub> = jari-jari dalam (in)

f = tekanan maks yang diijinkan (psia)

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi

Tangki didesain sebagai berikut:

- Suhu = 426,5 K
- Tekanan = 1,3 atm
- Jari-jari dalam =  $\frac{ID}{2} = \frac{48,91}{2} = 24,45 \text{ in}$

$$ts = \frac{14,7 \times 24,45^2}{16000 \times 0,85 - 0,6 \times 15} + 0,125 = 0,02644 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal *shell*  $\frac{3}{16}$  in

**Menentukan tebal head tangki**

Bahan yang digunakan sebagai *head* sama dengan yang digunakan untuk *shell*, karena kurang dari 200 psi maka dipilih *head* jenis *torispherical dished head* (Brownell & Young, hal 88)

$$\begin{aligned}(\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2 \cdot t_s \\ &= 48,91 + (2 \times 0,02644) \\ &= 48,9582 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan OD standar 54 in dengan tebal *shell* 3/16 in dari tabel 5.7 Brownell & Young hal 91 diperoleh harga:

$$\begin{aligned}rc &= 54 \\ irc &= 3,25\end{aligned}$$

berdasarkan persamaan 7.76 & 7.77 Brownell & Young hal 138:

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{irc} \right)^{0,5} \right)$$

$$\begin{aligned}\text{Dalam hal ini: } W &= \text{faktor intensifikasi stress} \\ W &= 1,769\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}th &= \frac{P \times rc \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C \\ th &= \frac{14,7 \times 54 \times 1,769}{2 \times 16000 \times 0,8 - 0,2 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,17985 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Digunakan tebal head standard} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

**Menghitung tinggi head**

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 48,91 \text{ in} \\ \text{OD} &= 48,96 \text{ in}\end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga:

$$\begin{aligned}a &= \frac{\text{ID}}{2} = \frac{48,91}{2} = 24,45 \text{ in} \\ \text{BC} &= rc - irc = 54 - 3,25 = 50,75 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{ID}{2} - icr = 24,45 - 3,25 = 21,2 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 46,11 \text{ in} \\
 b &= rc - AC = 54 - 46,11 = 7,891 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 *Brownell & Young* hal 88, untuk tebal *head* 3/16 in diperoleh harga  $sf = 2$

Maka:

$$\begin{aligned}
 Hh &= th + b + sf \\
 &= 0,18 + 7,891 + 2 \\
 &= 10,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tinggi tangki *separator* total

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki } separator \text{ total} &= (2 \times Hh) + L \\
 &= (2 \times 10) + 122,3 \\
 &= 142,406 \text{ in} \\
 &= 11,8624 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Resume *Flash Tank* (D-210)

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Memisahkan produk reaktor dari sebagian besar toluena
Tipe	: Silinder vertikal berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas	: 4,086 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,242 m
Tinggi	: 3,616 m
Bahan	: <i>Austentic Stainless Steel</i> , AISI tipe 304
Tekanan	: 1,3 bar
Suhu	: 153,5

## 6. *Rotary Drum Dryer (B-340)*

Fungsi : Untuk menguapkan sisa toluena dari asam benzoat

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm  
 Temperatur = 100°C  
 Laju alir massa = 60928,22 kg/jam

Jenis : *Double drum dryer*

### Kondisi Operasi:

- Temperatur *steam* masuk = 175°C
- Temperatur bahan masuk = 52,3°C
- Temperatur bahan keluar = 111°C
- Laju alir produk = 60928,22 kg/jam  
 = 134322,4 lb/jam
- Jumlah *steam* yang dibutuhkan = 60345,11 kg/jam  
 = 133036,8 lb/jam
- $Q_{supply}$  = 29312682,42 kJ/jam
- Densitas campuran = 1222,926 kg/m<sup>3</sup>  
 = 76,3446 lb/ft<sup>3</sup>
- Volume campuran umpan = 1759,422 ft<sup>3</sup>

### Perhitungan volume *rotary dryer*:

- Faktor kelonggaran = 8%
- Volume *rotary dryer* = 1759,422 x 1,08  
 = 1900,175 ft<sup>3</sup>

### Perhitungan luas permukaan *rotary dryer*:

- Temperatur *steam* = 175°C = 347°F
- Temperatur bahan masuk = 52,3°C = 126°F
- Temperatur bahan keluar = 111°C = 232°F
- Ud (Kern, tabel 8) = 60 btu/jam.°F.ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned}
 - \text{ LMTD} &= \frac{(347-232)-(347-126)}{\ln \frac{(347-232)}{(347-126)}} \\
 &= 162,34^{\circ}\text{F} \\
 - \text{ Luas permukaan } dryer (A) &= \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} \\
 &= \frac{30926638,72}{60 \times 162,34} \\
 &= 3,18 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Desain rotary dryer:**

$$Q = \frac{10,98 K_f v^{2/3} \Delta t}{D_m^2} D_s \sqrt{\frac{\rho_t}{\rho_s}} \quad (\text{Perry, 1999})$$

Dimana:

- $Q$  = Laju perpindahan panas (btu/jam)  
 $K_f$  = Konduktivitas panas (btu/h.ft<sup>2</sup>.°F.ft)  
 $V$  = Volume *dryer* (ft<sup>3</sup>)  
 $\Delta T$  = Selisih suhu (°F)  
 $D_m$  = Diameter medium (ft)  
 $D_s$  = Diameter *nozzle* (ft)  
 $W_s$  = Laju alir umpan masuk (lb/h)  
 $\rho_s$  = Densitas bahan (lbm/ft<sup>3</sup>)  
 $\rho_t$  = Densitas *steam* (lbm/ft<sup>3</sup>)

Volume *dryer*:

$$\begin{aligned}
 V_m &= \frac{1}{4} \times \pi \cdot D^2 \cdot L & D:L &= 1:5 \text{ (Perry, 1999)} \\
 &= \frac{5}{4} \times \pi \cdot D^3 \\
 1900,175 &= \frac{5}{4} \times \pi \cdot D_m^3
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} D_m &= 7,85 \text{ ft} \\ L &= 5 \times 7,85 = 39,26 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari persamaan di atas diperoleh harga  $D_s$ :

$$D_s = \frac{QD_m^2}{10.98Kfv^{2/3}\Delta t \sqrt{\frac{\rho_t}{\rho_s}}}$$

$$\begin{aligned} D_s &= 0,003577 \text{ ft} \\ &= 0,1090 \text{ cm} \end{aligned}$$

### Menentukan jumlah putaran

$$N = \frac{v}{\pi \times D}$$

Dimana:

$V$  = Kecepatan putar linier = 30-150 ft/menit

$D$  = Diameter *dryer* (ft)

Diambil kecepatan putar linier,  $v = 100$  ft/menit

$$N = \frac{100}{\pi \times 7,85} = 4,06 \text{ rpm}$$

*Range* :  $N \times D = 25\text{-}35 \text{ rpm}$

$N \times D = 31,847 \text{ rpm}$  (memenuhi)

### Perhitungan waktu tinggal, $\theta$ :

$$\theta = \frac{0.23xL}{SxN^{0.9}xD} \quad (\text{Perry, 1999})$$

Dimana:

$L$  = Panjang *rotary dryer* (ft)

$N$  = Rotasi (rpm)

$S$  = *Slope* (ft/ft)

$D$  = Diameter *rotary dryer* (ft)

$$\begin{aligned}\theta &= \frac{0,23 \times 39,26}{1 \times 4,06^{0,9} \times 7,85} \\ &= 0,33 \text{ jam} \\ &= 20 \text{ menit}\end{aligned}$$

### **Resume Spesifikasi *Rotary Drum Dryer***

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	: Untuk menguapkan sisa toluena dari asam benzoat
Jenis	: <i>Drum dryer</i>
Volume	: 1900,175 ft <sup>3</sup>
Luas Permukaan	: 3,18 ft <sup>2</sup>
Diameter <i>dryer</i>	: 7,85 ft
Panjang <i>dryer</i>	: 39,26 ft
Diameter <i>nozzle</i>	: 0,1090 ft
Jumlah putaran	: 4,06 rpm
Waktu tinggal	: 20 menit
Jumlah	: 1

### 7. Rotary Vacuum Filter (H-322)

Fungsi : Untuk memisahkan *cake* asam benzoat dari *mother liquor* dengan toluena

Tipe : *Rotary drum filter*

Jumlah : 1 unit

#### Kondisi Operasi:

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 30°C

#### Perhitungan:

$$\text{Menghitung luas filter} = \frac{V}{A \cdot t_c} = \left( \frac{2 \cdot f \cdot \Delta P}{t_c \cdot \mu \cdot C_s} \right)^{\frac{1}{2}}$$

(Geankoplis, pers 14.2-24, hal 917)

$$m = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} = \frac{40250,2}{38977,9} = 1,03$$

$$C_x = \frac{\text{massa dry cake}}{\text{massa slurry}} = \frac{38977,92}{103389} = 0,377$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1 - (m \cdot C_x)} = \frac{860,452 \times 0,377}{1 - 1,03 \times 0,377} = 531,19 \text{ kg/m}^3 \text{ slurry}$$

(Geankoplis, hal 918)

$$\begin{aligned} \frac{V}{t_c} &= m (C_x / C_s) \\ &= 28,72 \times \frac{0,377}{531,19} \\ &= 0,02 \text{ m}^3/\text{filtrat} \end{aligned}$$

$$\alpha = (4,37 \times 10^9)(-\Delta P)^{0,3}$$

$$\begin{aligned} \alpha &= (4,37 \times 10^9)(67)^{0,3} \\ &= 7 \times 10^{11} \frac{0,377}{531,19} \end{aligned}$$

$$\frac{v}{A \times t_c} = \left( \frac{2 \times 0,3 \times 67000}{300 \times 0,00048 \times 7.10^{11} \times 531,19} \right)^{0,5}$$

$$\frac{0,02}{A} = 2,8 \times 10^{-5}$$

$$A = 724,1 \text{ m}^2$$

### Menghitung diameter filter:

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$H = 2 \cdot D$$

$$A = \pi \cdot D \cdot 2D$$

$$D = \sqrt{\frac{3,39}{2 \times 3,14}}$$

$$= 0,7 \text{ m}$$

$$R = \frac{D}{2}$$

$$= 0,367$$

$$H = 1,469$$

### Menghitung waktu tinggal

$$t = f \times t_c$$

$$= 0,3 \times 300$$

$$= 90 \text{ s}$$

### Menghitung kecepatan putar

$$N = \frac{f}{t_c}$$

$$= \frac{0,3}{5}$$

$$= 0,1 \text{ putaran/menit}$$

**Resume Rotary Vacuum Filter (H-322)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	: Untuk memisahkan <i>cake</i> asam benzoat dari <i>mother liquor</i> dan mencuci <i>cake</i> dengan toluena
Tipe	: <i>Rotary drum filter</i>
Kapasitas	: 63138,6 kg/jam
Temperatur	: 30°C
Berat filter yang keluar	: 63138,6 kg/jam
Berat <i>cake</i> yang dihasilkan	: 40250,2 kg/jam
Densitas <i>cake</i>	: 1257 kg/m <sup>3</sup>
Densitas <i>filtrat</i>	: 860,5 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas <i>filtrat</i>	: 0,829 Pa.s
Volume <i>filtrat</i>	: 73,38 m <sup>3</sup> /jam
Massa <i>dry cake</i>	: 38978 kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter	: 49,2 kg/m <sup>3</sup> <i>slurry</i>
Kandungan air pada <i>cake</i>	: 3,16 %
Penurunan tekanan	: 67 kPa
Waktu siklus	: 5 menit
Bagian filter yang tercelup	: 30%
Luas filter	: 724,1 m <sup>2</sup>
Diameter filter	: 0,735 m
Tinggi filter	: 1,469 m
Waktu tinggal	: 90 s
Kecepatan putar	: 0,06 putaran/menit
Jumlah	: 1

### 8. Blower (G-114)

Fungsi : Untuk mengalirkan udara ke dalam kompresor

Jenis : *Centrifugal*



$$\begin{aligned}\text{Massa udara masuk} &= 161539,7 \text{ kg/hari} \\ &= 356134,2 \text{ lb/hari}\end{aligned}$$

$$\text{BM udara} = 28,84$$

$$\rho \text{ campuran pada } P = 1 \text{ atm, } T = 30^\circ\text{C} = 546 \text{ R} = \text{udara std} = 492 \text{ R}$$

$$\begin{aligned}\rho &= \frac{492}{546} \times \frac{28,84}{359} = 0,0724 \text{ lb/cuft} \\ &= 1,1596 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$(1 \text{ lb/cuft} = 16,0185 \text{ kg/m}^3)$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik gas, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{161540}{1,1596} \\ &= 139311 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 5804,6 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Daya blower (P)} &= \frac{144 \times \eta \times Q}{33000} \\ &= \frac{144 \times 0,8 \times 5804,6}{33000} \\ &= 20,2633628 \text{ HP}\end{aligned}$$

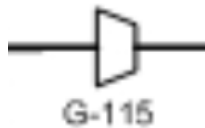
***Resume Blower (G-114)***

<b>Spesifikasi</b>		<b>Keterangan</b>
Kode Alat	:	G-114
Fungsi	:	Untuk mengambil udara luar
Jenis	:	<i>Centrifugal</i>
Bahan	:	<i>Cast Steel</i>
Power	:	20,263 hP
Jumlah	:	1

**9. Kompresor (G-115)**

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan feed reaktor dari 1 atm ke 15 atm.

Jenis : *Centrifugal Compressor*

**Komposisi Udara**

Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa
O <sub>2</sub>	32	0,23300971	37640,3239
N <sub>2</sub>	28	0,76699029	123899,4
Total		1	161539,723

Perhitungan kompresor menggunakan cara di Ludwig, chapter 12, hal 443 :

$$T_s (\text{in}) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 546^\circ\text{R}$$

$$T_s (\text{out}) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 546^\circ\text{R}$$

$$P_{\text{in}} = 1 \text{ atm} = 15 \text{ psi}$$

$$P_{\text{out}} = 15 \text{ atm} = 221 \text{ psi}$$

$$K = 1,406 \text{ (Tabel 12-4, hal 411, Ludwig vol.3)}$$

$$BM_{\text{av}} = 28,93204 \text{ lb/lbmol}$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{161539,723 \text{ kg/hari} \times 2,206 \text{ lb/kg} \times 359 \text{ lbmol}}{28,932039 \text{ lb/lbmol}} \\ &= 4421811,779 \text{ ft}^3/\text{hari (SCFD)} \\ &= 445718627,3 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

### Penentuan Jumlah Stage

$$R_c = \frac{220,5}{14,7} = 15$$

Overall stage = digunakan 2 stage

$$N = 2$$

$$R_c = 3,873$$

$$\text{Range } R_c \text{ max} = 3 - 4,5$$

(Tabel 12-1 untuk centrifugal compressor, Ludwig vol. 3, hal 369). Maka jumlah 2 stage sudah memenuhi.

### Perhitungan Tekanan Tiap Stage

Pressure Drop HE yg diizinkan = 1 psi

a). First Stage

$$P_s = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_d = 57,433 \text{ psi}$$

$$R_c = 3,907$$

b). Second Stage

$$P_s = 56,433 \text{ psi}$$

$$P_d = 220,5 \text{ psi}$$

$$R_c = 3,9073$$



### Discharge Temperature First Stage

$$T_{i1} = T_1 R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{i1} = 809,2723^\circ\text{R} = 349,27^\circ\text{F}$$

$$T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\text{Maka } T_2/T_1 = 1,4822; T_2 = 809,27^\circ\text{R} = 349,27^\circ\text{F}$$

### Discharge Temperature Second Stage

$$T_{f2} = T_{i1}' R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

Temperature reference yang digunakan berdasarkan temperature masuk kmpresor = 30°C

$$T_2 = 809,2904^\circ\text{R} = 349,29^\circ\text{F}$$

### Horse Power

#### 1. First stage

$$\text{BhP/MMCFD} = 88 \quad (\text{Fig. 12-21B, untuk } R_c)$$

$$\text{Efisiensi Mekanik} = 0,95 = 3,91 \text{ dan } k = 1,406$$

$$\begin{aligned} \text{BhP} &= \frac{88 \times (14,7 / 14,7) \times 349 \times 4421812}{(460 + 86) \times 1000000} \\ &= 248,9169518 \text{ hP} \end{aligned}$$

#### 2. Second Stage

$$\text{BhP/MMCFD} = 88 \quad (\text{Fig. 12-21B, untuk } R_c =$$

$$\text{Efisiensi Mekanik} = 0,95 \quad 3,91 \text{ dan } k = 1,406)$$

$$\begin{aligned} \text{BhP} &= \frac{88 \times (14,7 / 56,4) \times 349 \times 4421812}{(460 + 86) \times 1000000} \\ &= 64,84286525 \text{ hP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BhP} \\ \text{Total} &= \text{BhP 1} + \text{BhP 2} \\ &= 248,92 + 64,843 \\ &= 313,75982 \text{ hP} \end{aligned}$$

Pemilihan Material berdasarkan Tabel 12-8A (Ludwig Vol.3 Hal 475)

<b>Table 12-8A</b> <b>General Material Specifications</b> <b>for Noncorrosive Applications</b>	
Also See Tables 12-8B-F	
Part	Material
Casing (low pressure)	Cast semi-steel or cast steel
(high pressure)	Cast steel or forged steel
Shaft	Carbon steel (AISI-C1045), 18-8 stainless, or alloy steel forging AISI 4340.
Impeller* (discs, covers, blades)	Forging: SAE 1040, 1045, ASTM A-294 B-4, 18-8 stainless or AISI 4130, 316 SS.
Rivets	Forged AISI Type 410, or as previously listed.
Diaphragms (uncooled)	Cast iron, ASTM-A48-C1 30
(cooled)	Cast iron, ASTM-A48-C1 30
Inlet guide vanes	Cast iron, ASTM-A48-C1 30
Shaft sleeves	Steel AISI-1010, or alloy steel, 316 SS
Labyrinths (internal)	Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze
(shaft)	Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze
Seals,* rotating face	Bronze, carbon as required, tungsten carbide
Mechanical seals	316-Carbon
Bearings (journal, precision faced thrust)	Steel-backed, babbit-faced, ASTM B-23 gr. 3 high tin as recommended by manufacturer.
Thrust balancing disc	Steel, AISI-1023, or ASTM-A-294 gr. B forging.
*For tip speed of 1,100 fps	Titanium
*For high pressure	17-4 Ph SS

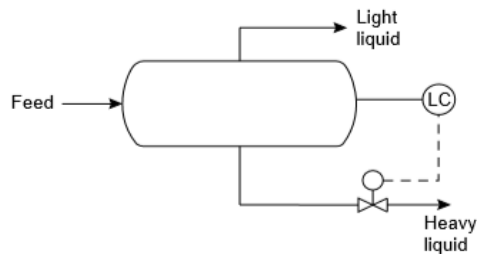
***Resume Compressor***

<b>Spesifikasi</b>		<b>Keterangan</b>
Kode Alat	:	G-115
Fungsi	:	Untuk menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 15 atm
Jenis	:	<i>Centrifugal Compressor (2 stage)</i>
Bahan	:	<i>Cast Steel</i>
Tekanan first stage	:	57,433 psi
Tekanan second stage	:	220,5 psi
Power	:	313,76 hP
Jumlah	:	1

**10. Dekanter (H-216)**

Fungsi : Untuk memisahkan antara campuran toluena dengan air yang keluar dari reaktor 110

Jenis : Bejana horizontal berbentuk silinder



Fase Toluena

Flowrate = 48,17545

Densitas = 0,793123

Viskositas = 0,2776486

Fase Air

Flowrate = 101,88399

Densitas = 0,9586

Viskositas = 0,2816

**Densitas**

Komponen Toluena	Feed (kg/jam)	Fraksi massa	Densitas	Densi camp
$C_7H_8$	48,11	0,9987	0,793	0,7919
$C_6H_6$	0,0398	0,00083	0,793	0,0006
$C_7H_6O$	0,024	0,0005	1,04	0,0005
Total	48,175	1		0,793123

Komponen Air	Feed (kg/jam)	Fraksi massa	Densitas	Densi camp
$H_2O$	101,884	1	0,9586	0,9586
Total	101,884			0,9586

**Viskositas**

Komponen Toluena	Feed (kg/jam)	Fraksi massa	Viskositas	Visko camp
$C_7H_8$	48,112	0,9987	0,2775	0,277132719
$C_6H_6$	0,0398	0,00083	0,263	0,000217135
$C_7H_6O$	0,024	0,0005	0,6	0,000298756
Total	48,175	1		0,27764861

Komponen Air	Feed (kg/jam)	Fraksi massa	Viskositas	Visko camp
$H_2O$	101,8839896	1	0,2816	0,2816
Total	101,8839896	1		0,2816

Mencari settling velocity dari fase yang akan dipisahkan

Asumsi drop size = 384,3  $\mu\text{m}$  pada 400 rpm/minute

(Carlucci,2010)

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned}
 u_c &= \frac{d_d^2 g (\rho_d - \rho_c)}{18\mu_c} \\
 &= \frac{1,47\text{E-}07 \times 9,8 (0,9586 - 0,793123)}{18 \times 0,0002816} \\
 &= 4,7297\text{E-}05
 \end{aligned}$$

Karena flowrate kecil, maka menggunakan horizontal, cylindrical decanter. Mencari flowrate volumetrik heavy liquid :

$$L_c = \frac{\text{rate mass heavy liquid}}{\text{densitas heavy liquid}} = \frac{101,8839896}{958,6} \times \frac{1}{3600} = \frac{2,95\text{E-}05}{05} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$u_c = \frac{L_c}{A_i}$$

$$A_i = \frac{2,95\text{E-}05}{4,73\text{E-}05} = 6,24\text{E-}01 \text{ m}^2$$

$$r = \left( \frac{6,24E-01}{\pi} \right)^{0,5} = 0,44586197 \text{ m}$$

$$D = 0,891724 \text{ m}$$

Untuk silinder, diambil panjang dekanter adalah 2x diameternya,  
panjang = 1,783 m

Dispersion band = 10% dari panjang = 0,17834 m

Residence time droplets dalam dispersion band = 1 minute

$$\text{Velocity of toluene phase} = \frac{48,1754503}{793,122988} \times \frac{1}{60} \times 1 = 0,001012 \text{ m/s}$$

$$u_c = \frac{d_d^2 g (\rho_d - \rho_c)}{18\mu_c}$$

$$d_d = \left( \frac{u_c 18\mu_c}{g (\rho_d - \rho_c)} \right)^{0,5}$$

$$= \left( \frac{4,730E-05 \times 18 \times 0,000277649}{9,81 (958,6 - 793,123)} \right)^{0,5}$$

$$= 1,2067E-05 \text{ m}$$

$$= 12,06697522 \text{ } \mu\text{m}$$

Untuk meminimalisasi liquid jet yang masuk, inlet velocity harus dijaga dibawah 1 m/s.

$$\begin{aligned} \text{Flow rate} &= (0,00003 + 0,001012358) \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,00104 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Area of pipe} = \frac{0,00104 \text{ m}^3/\text{s}}{1 \text{ m/s}} = 0,00104 \text{ m}^2$$

$$\text{Pipe diameter} = \left( \frac{0,00104}{\pi} \right)^{0,5} = 0,018216 \text{ m}$$

Posisi interface adalah setengah tinggi vessel dan take off light liquid 90% tinggi vessel.

$$z_1 = 0,9 \times 1,783448 = 1,60510309 \text{ m}$$

$$z_3 = 0,50 \times 1,783448 = 0,89172394 \text{ m}$$

$$z_2 = \frac{1,605103 - 0,8917239}{0,9586} \times 0,79312 + 0,8917 = 1,482 \text{ m}$$

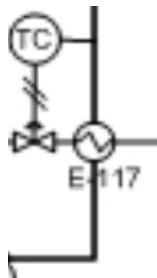
***Resume Decanter***

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat	: H-216
Fungsi	: Untuk memisahkan antara campuran toluena dengan air yang keluar dari reaktor 110
Jenis	: Bejana horizontal berbentuk silinder <i>Cast</i>
Bahan	: <i>Steel</i>
Diameter	: 0,89172 m
Jari-jari	: 0,44586 m
Panjang tangki	: 1,78345 m
Kecepatan putar	: 40 rpm/minute 0
Area of pipe	: 0,00104 m <sup>2</sup>
Diameter pipa	: 0,01822 m
Jumlah	: 1

**11. Heater (E-117)**

Fungsi : Memanaskan toluena dan recycle toluena dari suhu 30°C menjadi 100°C sebelum masuk ke reaktor

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger





**Heat balance :**

Komponen	Massa	H2'
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	67483	2203601,2
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45,456	1522,9857
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	369,29	11482,665
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	919,2	88522,486
Katalis	83,494	963100,3
Total	68900	3268229,6

$$Q = 3220819,736 \text{ kkal/hari} = 134200,8 \text{ kkal/jam} = 532551,9 \text{ btu/jam}$$

$$W \text{ komponen} = 68900 \text{ kg/hari} = 2870,833 \text{ kg/jam} = 6329,097 \text{ lb/hr}$$

$$W \text{ steam} = 6630,6 \text{ kg/hari} = 276,275 \text{ kg/jam} = 609,0815 \text{ lb/hr}$$

**LMTD**

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
347	Higher Temp	212	135	$\Delta t_2$
347	Lower Temp	86	261	$\Delta t_1$
			-126	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{-126}{2,3 \log (135 / 261)} = 191 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**Caloric Temperature**

$$T_{av} = \frac{1}{2}(T_1 + T_2) = 347^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{1}{2}(t_1 + t_2) = 149^\circ\text{F}$$

Trial ukuran DPHE 2 x 1¼ sch panjang 20ft hairpin (tabel 11 kern)

Untuk anulus :

$$D_2 = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft}$$

$$D_1 = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$$

*Cold fluid; anulus, toluene*

### Flow area

$$\begin{aligned} a_a &= \pi(D_2^2 - D_1^2)/4 \\ &= \pi(0,02967 - 0,019)/4 \\ &= 0,008269152 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_c &= (D_2^2 - D_1^2)/D_1 \\ &= 0,076149 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_a &= W / a_a \\ &= 6329,1/0,008 \\ &= 765386 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

### Reynold number

Pada temperatur 149°F

$$\begin{aligned} \mu &= 0,085 \text{ cP (fig. 14\&15, kern)} \\ &= 0,2057 \text{ lb/ft.hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_a &= D_c \times G_a / \mu \\ &= (0,076 \times 765386) / 0,2 \\ &= 283341,99 \end{aligned}$$

$$jH = 600 \text{ (fig. 24, kern)}$$

### Temperatur 149°F

$$\begin{aligned} c &= 0,45 \text{ (fig. 2, kern)} \\ k &= 0,086 \text{ (table 4, kern)} \end{aligned}$$

$$(c \cdot \mu/k)^{1/3} = 1,02482$$

Untuk inner pipe :

$$D = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

*Hot fluid; inner pipe, steam*

### Flow area

$$\begin{aligned} a_p &= \pi.D^2 / 4 \\ &= 0,01038 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_p &= W / a_p \\ &= 609,08/0,01 \\ &= 58669,19 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

### Reynold number

Pada temperatur 347°F

$$\begin{aligned} \mu &= 0,015 \text{ cP (fig. 14\&15, kern)} \\ &= 0,036 \text{ lb/ft.hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_p &= D \times G_a / \mu \\ &= (0,12 \times 58669,19) / 0,04 \\ &= 185866,577 \end{aligned}$$

$$jH = 420 \text{ (fig. 24, kern)}$$

### Temperatur 347°F

$$\begin{aligned} c &= 0,46 \text{ (fig. 2, kern)} \\ k &= 0,014 \text{ (table 4, kern)} \end{aligned}$$

$$(c \cdot \mu/k)^{1/3} = 1,06819$$

$$h_c = jH(k/D_c) \cdot (c \cdot \mu/k)^{1/3} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

$$= 694,44 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_c = jH(k/D_c) \cdot (c \cdot \mu/k)^{1/3} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

$$= 448,64 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{ic} = h_i \cdot (ID/OD)$$

$$= 448,64 \cdot (1,38/0,138)$$

$$= 4475,58$$

**Clean overall coefficient,  $U_c$**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{4475,6 \times 694,44}{4475,6 + 694,44} = 601,2 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

**Design overall coefficient,  $U_D$**

$$R_d = 0,002$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{601,162} + 0,002 = 0,003663$$

$$U_D = 272,967186 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$h_o$	Summary	$h_i$
694	h outside	449
$U_c$	601,16	
$U_D$	272,97	

**Required surface**

$$A = \frac{Q}{\Delta t \times U_D} = \frac{532551,9415}{191,342 \times 272,97} = 10,19625 \text{ ft}^2$$

$$\text{Required length : } \frac{A}{a''} = \frac{10,196248}{0,435} = 23,439651 \text{ lin ft}$$

Sehingga dibutuhkan 1 seri hairpin dengan panjang pipa 20 ft

$$L = 40 \text{ ft}$$

$$A = 40 \times 0,435 = 17,4 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{532551,9415}{17,4 \times 191,34} = 159,95639 \text{ Btu/hr(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{601,16 - 272,97}{601,16 \times 272,97} = 0,0020 \text{ Btu/hr(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

### PRESSURE DROP

$$1). D'_c = (D_2 - D_1) \\ = 0,034 \text{ ft}$$

$$Re'_a = D'_c \times G_a / \mu \\ = 126200,1$$

$$f = 0,0035 + (0,264 / \\ (D'_c \times G_a / \mu)^{0,42}) \\ = 0,005401$$

$$s = 0,9 ; \rho = 54,375$$

$$2). \Delta F_a = 4.f.G_a^2.L / 2g \rho^2 D_e' \\ = 6,03949$$

$$V = G / 3600 \rho \\ = 3,91 \text{ fps}$$

$$F_l = 3V / 2g = 0,18 \text{ ft}$$

$$3). \Delta P_a = (\Delta F_a + F_l) \rho / 144 \\ = 2,34931 \text{ psi}$$

$$1). Re_p = 185866,58$$

$$f = 0,0035 + (0,264 / \\ (D'_c \times G_a / \mu)^{0,42}) \\ = 0,00511636$$

$$s = 1 ; \rho = 62,5$$

$$2). \Delta F_a = 4.f.G_a^2.L / 2g \rho^2 D \\ = 0,0075$$

$$3). \Delta P_p = (\Delta F_p \cdot \rho) / 144 \\ = 0,003 \text{ psi}$$

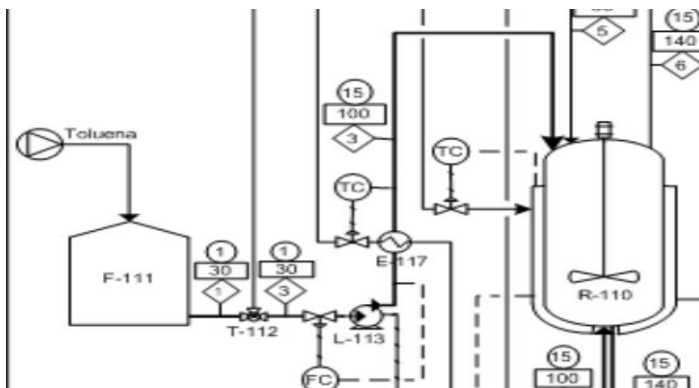
**Resume Heater**

<b>Spesifikasi</b>		<b>Keterangan</b>
Kode Alat	:	E-117
Fungsi	:	Memanaskan toluena dan recycle toluena sebelum masuk ke reaktor
Jenis	:	DPHE
Bahan	:	<i>Cast Steel</i>
LMTD	:	191,34 °F
Anulus		
D2	:	0,1723 ft
D1	:	0,1383 ft
Inner pipe		
D	:	0,1150 ft
a"	:	0,435 ft/ft <sup>2</sup>
U <sub>c</sub>	:	601,16 Btu/hr(ft <sup>2</sup> )(°F)
U <sub>D</sub>	:	272,97 Btu/hr(ft <sup>2</sup> )(°F)
A	:	10,196 ft <sup>2</sup>
Jumlah	:	1

**12. Pompa (L-113)**

Fungsi : Untuk memompa dan menaikkan tekanan bahan baku fresh toluena dari tangki penyimpanan serta recycle toluena menuju reaktor.

Jenis : Rotary pump



Kondisi operasi :

$P_1 = 1 \text{ atm}$

$P_2 = 15 \text{ atm}$

$T = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$

a). Menentukan densitas, viskositas, mass rate (m), debit (Q)

#### Densitas ( $25^\circ\text{C}$ )

Komponen	xi	$\rho \text{ (gr/ml)}$	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
$\text{C}_7\text{H}_8$	0,9794	0,857	857,40	839,76
$\text{C}_6\text{H}_6$	0,00066	0,868	868,00	0,57
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	0,0133	1,04	1040,00	13,87
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2$	0,00536	1,27	1270,00	6,81
Katalis	0,0012	0,921	921,00	1,12
Total	1			862,13

Sehingga densitas campuran =  $862,13 \text{ kg/m}^3$   
 =  $53,82 \text{ lb/ft}^3$

#### Viskositas ( $25^\circ\text{C}$ )

Komponen	xi	$\mu \text{ (cP)}$	$\mu \cdot x_i$
$\text{C}_7\text{H}_8$	0,97942752	0,53	0,519096585
$\text{C}_6\text{H}_6$	0,00065974	0,562	0,000370773
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}$	0,01334112	1,321	0,01762362
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2$	0,00535981	1,26	0,006753361
Katalis	0,00121181	4,543	0,005505255
Total	1		0,549349595

Sehingga viskositas campuran =  $0,55 \text{ cP}$

- Mass rate fluida =  $68900 \text{ kg/jam} \times 1/3600 \text{ hr/s}$   
 =  $19,14 \text{ kg/s}$

- Debit fluida (Q) =  $19,14/862,13 \times 1/0,453$   
=  $0,05 \text{ ft}^3/\text{s}$

b). Menghitung diameter optimum pipa

Untuk menentukan diameter pipa menggunakan persamaan :

$$D_{i,\text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Asumsi aliran turbulen >2100

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 (0,05)^{0,45} \times (53,82)^{0,13} \\ &= 1,69 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Tabel 11 Appendix Process Heat Transfer (Kern, 1983)

D nominal	=	2	in		
Sch no.	=	40			
OD	=	2,38	in	=	0,1983 ft
ID	=	2,067	in	=	0,1722 ft
a	=	3,35	in <sup>2</sup>	=	0,0232 ft <sup>2</sup>
<hr/>					
Surface/Lin.ft					
Outside	=	0,622	ft <sup>2</sup> /ft		
Inside	=	0,542	ft <sup>2</sup> /ft		

c). Menghitung Nre

kecepatan linier larutan

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} = \frac{0,05 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,023249 \text{ ft}^2} = 2,1079 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \\ &= 0,6425 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$NRe = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= \frac{53,82 \times 0,1722 \times 2,1079}{0,000671 \times 0,55}$$

$$= 53012,47811 \text{ (turbulen)}$$

d). Perhitungan friction loss

- Contraction loss at tank exit

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 (1 - 0) \\ &= 0,55 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_c &= K_c (v^2/2\alpha) \\ &= 0,55 \times \left( \frac{0,6425^2}{2 \times 1} \right) \\ &= 0,113515 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

- Friction in the straight pipe

Perhitungan total panjang pipa lurus yang digunakan :

- Tangki ke tee	: 3 m
- Tee ke valve	: 2 m
- Valve ke pompa	: 2 m
- Pompa ke elbow 1	: 5 m
- Elbow 1 ke heater	: 8 m
- Heater ke elbow 2	: 5 m
- Elbow 2 ke elbow 3	: 5 m
- Elbow 3 ke reaktor	: 1 m
<b>Total (<math>\Delta L</math>)</b>	<b>: 31 m</b>

dengan  $\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000046}{2,067 / 39,37} = 0,00087616$



dan  $NRe = 53012,4781$

maka dari Fig 2.10-3 Geankoplis, nilai  $f = 0,006$

sehingga, friksi total pada pipa lurus :

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2} \\
 &= 4 \times 0,006 \times \frac{31}{0,0525} \times \frac{0,6425^2}{2} \\
 &= 4,55 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

- Friction in the three elbows  
digunakan elbow standar  $90^\circ$

dari tabel 2.10-1 Geankoplis,  $K_f \text{ Elbow } 90^\circ = 0,75$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} \\
 &= 3 \times 0,75 \times \frac{0,642^2}{2} \\
 &= 0,46 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

- Friction in tee

dari tabel 2.10-1 Geankoplis,  $K_f \text{ Tee} = 1$

$$\begin{aligned}
 h_f &= K_f \cdot \frac{v^2}{2} \\
 &= 1 \times \frac{0,642^2}{2} = 0,206392 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

- Friction in globe valve

dari tabel 2.10-1 Geankoplis,  $K_f \text{ globe valve} = 6$

$$\begin{aligned}
 h_f &= K_f \cdot \frac{v^2}{2} \\
 &= 6 \times \frac{0,642^2}{2} = 1,238349 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

- Expansion loss at the tank entrance

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \\
 &= \left( 1 - 0 \right)^2 = 1 \\
 \text{diasumsikan } A_2 > A_1, \text{ maka } A_2 > A_1 = 0 \\
 h_{ex} &= K_{ex} \cdot \frac{v^2}{2} \\
 &= 1 \times \left( \frac{0,6425^2}{2} \right) \\
 &= 0,21 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

- Total frictional loss ( $\Sigma F$ )

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= h_c + F_f + h_g (\text{elbow}) + h_{ex} + h_{HE} + h_f (\text{valve}) + h_f (\text{tee}) \\
 &= 0,11352 + 4,55 + 0,46 + 0,21 + 0,00549 + 1,2 + 0,206 \\
 &= 6,79 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

e). Perhitungan daya pompa

Menggunakan persamaan energi mekanis :

$$\left( \frac{1}{2\alpha} \right) (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + (g (z_2 - z_1)) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 v_1 &= 2,1079 \text{ m/s} \\
 v_2 &= 2,1079 \text{ m/s} \\
 \alpha &= 1 \text{ (turbulen)} \\
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} \\
 P_2 &= 15 \text{ atm} = 220,5 \text{ psi} \\
 \rho &= 862,13 \text{ kg/m}^3 \\
 \Delta z &= 12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$-W_s = \left( \frac{1}{2\alpha} \right) (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \left( g (z_2 - z_1) \right) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$\begin{aligned} -W_s &= (1/2.1)(2,108^2 - 2^2) + (9,8 \times 12) + 0,2 + 6,79 \\ &= 124,70 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dengan } Q &= 0,05 \text{ ft}^3 \times 60 \times 7,481 \text{ gal} \\ &= 22,00 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Berdasarkan fig. 3.3-3 Geankoplis, didapatkan efisiensi = 40%

$$\begin{aligned} \text{Brake hp} &= (-W_s \cdot m) / \text{efisiensi} \cdot 1000 \\ &= 124,70 \times 19,14 / 0,4 \times 1000 \\ &= 5,97 \text{ kJ/s} \\ &= 5,97 \text{ kW} \\ &= 8 \text{ hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Peter & Timmerhaus fig. 14-38, didapatkan efisiensi motor = 86%

$$\text{Power motor} = \text{brake kW} / \text{efisiensi motor} = 8 / 0,86 = 9,304 \text{ hp}$$

### **Resume Spesifikasi Pompa**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	
Alat	= L-113 untuk memompa bahan baku fresh
Fungsi	= toluene dari tangki penyimpanan serta recycle toluene menuju reaktor
Tipe Pompa	= <i>Rotary Pump</i>
Kapasitas	= 0,05 cuft/s
Pompa	
Power Pompa	= 8,00 hp
Ukuran Pipa	
D Nominal	= 2 in

ID	=	2,067	in
OD	=	2,38	in
Schedule	=	40	
No.			
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>	
Power Motor	=	9,30	hp

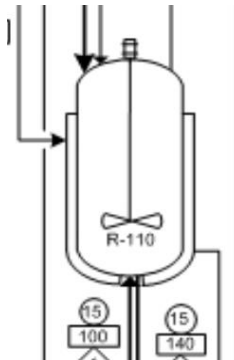
---

### 13. Reaktor (R-110)

Fungsi : Mereaksikan toluena dengan udara, katalis, dan campuran recycle untuk menjadi asam benzoat

Jenis : Silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical head

Bahan : Carbon Steel SA-283



#### Menentukan dimensi tangki

Digunakan 1 reaktor untuk mereaksikan toluena dengan udara dan katalis berserta recycle dengan laju alir massa :

$$\text{Flowrate} = \frac{68900}{24} \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 2870,83 \text{ kg/jam}$$

Menghitung volume toluena di tangki penyimpanan,  
 $P = 1 \text{ kg/cm}^2 = 14,65 \text{ psi} = 1 \text{ atm}$   
 $T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Tabel C.9 Densitas campuran

Komponen	$x_i$	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
$\text{C}_7\text{H}_8$	0,979428	865,00	847,205
$\text{C}_6\text{H}_6$	0,00066	873,00	0,576
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	0,013341	1040,00	13,875
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2$	0,00536	1270,00	6,807
Katalis	0,001212	921,00	1,116
Total	1,00		869,579

Tabel C.5 Viskositas campuran

Komponen	$x_i$	$\mu_i \text{ (cP)}$	$\mu_i \cdot x_i$
$\text{C}_7\text{H}_8$	0,9794	0,548	0,537
$\text{C}_6\text{H}_6$	0,0007	0,606	0,000
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}$	0,0133	1,321	0,018
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2$	0,0054	1,26	0,007
Katalis	0,0012	4,543	0,006
Total	1,00		0,567

$$2870,83 \text{ kg} \times \frac{1}{869,579 \text{ kg/m}^3} = 3,30 \text{ m}^3$$

*Safety factor* tangki : 0,1

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,  
 $V_{\text{tangki}} = 3,63 \text{ m}^3 = 22,84 \text{ bbl}$

Menentukan diameter dan tinggi tangki.

Berdasarkan tabel 4.18 page 248 Ulrich (1984), rasio  $L/D = 2$   
Diameter tangki ditentukan dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) L + \left( 2 \cdot 0,000049 D^3 \right) \\
 22,84 &= \left( \frac{3,14 D^2}{4} \right) 2D + \left( 0,000049 2D^3 \right) \\
 22,84 &= \left( 0,785 2D^3 + 4,9E-05 2D^3 \right) \\
 D^3 &= \frac{22,84}{1,57} \\
 &= 14,547977 \text{ meter} \\
 D &= 2,44119 \text{ meter} = 96,10949 \text{ in} \\
 r &= 1,22059 \text{ meter} = 48,05475 \text{ in} \\
 L &= 2D \\
 &= 2 \times 2,4 \\
 &= 4,88237 \text{ meter} = 192,219 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal dinding

Tekanan didesain dengan menggunakan rumus di bawah ini :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{des}} &= 1,2 \times P_{\text{op}} \\
 &= 1,2 \times 220,5 \text{ psia} \\
 &= 264,6 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$E = 0,85 \text{ (Brownell \& Young, page 254)}$$

$$c = 0,125$$

$$f = 12650$$

Sehingga dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_{\text{des}} \times r}{f \cdot E - 0,6 P_{\text{des}}} + c \\
 &= \frac{264,60 \times 48,055}{(12650 \times 0,9 - 158,76)} + 0,125 \\
 &= 1,3253 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka digunakan tebal shell standar '5/16

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2 t_s \\
 &= 96,109493 + 0,875 \\
 &= 96,984493 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal head : berdasarkan persamaan 7.76 dan 7.77 page 138 Brownell (1959), tebal head diperoleh :

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right)$$

$$t = \frac{P \times r_c \times W}{2f.E - 0,2.P}$$

Dari tabel 5.7 page 90 Brownell & Young didapatkan :

$r_c = r = 90 \text{ in}$

$r_i = i_c r = 5 \frac{1}{8} \text{ in} = 5,125 \text{ in}$

$W = 0,25 \times (3 + 4,1906)$   
 $= 1,8 \text{ in}$

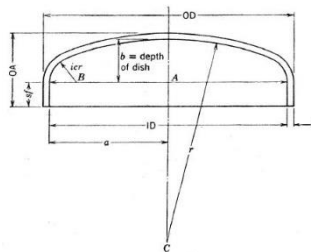
$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2f.E - 0,2.P}$$

$$t_h = \frac{264,60 \times 90 \times 1,7976}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 264,60)}$$

$$t_h = 1,9955701 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar  $\frac{1}{4}$

Menghitung tinggi head



Berdasarkan penentuan dimensi dished head pg 87 Brownell (1959) diperoleh harga :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} = \frac{96,109493}{2} = 48,05475 \text{ in} \\
 BC &= rc - icr = 90 - 5,125 = 84,875 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr = 48,055 - 5,125 = 42,93 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 73,2175 \text{ in} \\
 b &= rc - AC = 90 - 73,2175 = 16,782 \text{ in}
 \end{aligned}$$

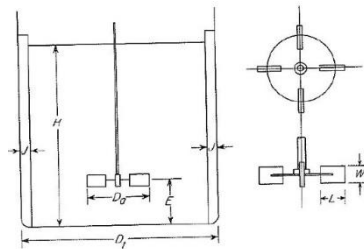
Dari tabel 5.6 page 88 Brownell, untuk tebal head  $\frac{1}{4}$  in diperoleh harga  $sf = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2}$ . Dipilih  $sf = 2\frac{1}{2}$ , maka :

$$\begin{aligned}
 H_h &= th + b + sf \\
 &= 0,25 + 16,7825 + 2,5 \\
 &= 19,532499 \text{ in} = 0,496126 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

Menghitung dimensi pengaduk

Jenis pengaduk : six-blade turbine

Jumlah baffle : 4 buah



Menurut McCabe (1999) pg. 243, dimensi turbin standar yaitu:

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 1/3 ; Da = 1/3 \times 96,109 = 32 \text{ in} \\
 E/Da &= 1 ; E = 1 \times 32,036 = 32 \text{ in} \\
 L/Da &= 1/4 ; L = 1/4 \times 32,036 = 8 \text{ in} \\
 W/Da &= 1/5 ; W = 1/5 \times 32,036 = 6,4 \text{ in} \\
 J/Dt &= 1/12 ; J = 0,0833 \times 96,109 = 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$



Dimana,

Dt	=	diameter tangki
Da	=	diameter impeller
E	=	tinggi turbin dari dasar tangki
L	=	panjang blade turbin
W	=	lebar blade turbin
J	=	lebar baffle

Menghitung power pengaduk

Kecepatan pengadukan, N = 2 rps

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} \\
 &= \frac{869,58 \text{ kg/m}^3 \times 2 \text{ rps} \times 0,7 \text{ m}^2}{0,567 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 2031
 \end{aligned}$$

Power pengadukan ditentukan oleh pers. 9.20 page 253 Mc. Cabe (1999), dimana nilai KT diperoleh dari tabel 9.2 page 252.

$$W/Da = 0,16$$

$$\text{Clearance} = 0,33$$

$$K_t = 2$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{K_T \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \\
 &= \frac{2 \times 8 \text{ rps}^3 \times 0,3568 \text{ m}^5 \times 869,58 \text{ kg/m}^3}{9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 506,52 \text{ kgf.m/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal jaket pendingin

Diketahui dari perhitungan neraca panas, air pendingin yang dibutuhkan yaitu 22829,237 kg/jam.

$$\begin{aligned}
 V_{\text{pendingin}} &= V_{\text{jaket}} \\
 &= \frac{\text{Massa pendingin (air)}}{\text{Densitas air}} \\
 &= \frac{22829,23733}{1000} \\
 &= 22,829237 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$V_{\text{jaket}} = \frac{\pi D_j^2}{4} \times H_j$$

Dimana  $H_j$  merupakan tinggi shell + tinggi head bottom

$$\begin{aligned}
 V_{\text{jaket}} &= \frac{3,14 D_j^2}{4} \times (L + H_h) \\
 22,83 &= \frac{3,14 D_j^2}{4} \times (4,8824 + 0,5) \text{ meter} \\
 D_j^2 &= \frac{22,83}{4,2221213} \\
 D_j &= 2,70353 \text{ meter} = 106,4379 \text{ inchi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak shell dengan jaket} &= D_j - (\text{OD})_s \\
 &= 106,44 - 97 \\
 &= 9,4534 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal jaket

$$\begin{aligned}
 P_{\text{des}} &= 1,1 \times P_h \\
 &= 1,1 \times \left( \text{pair} \times \frac{H_j}{144} \right) \\
 &= 1,1 \times \left( 62,428 \times \frac{1,6277}{144} \right) \\
 &= 0,7409 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 t_j &= \frac{P_{\text{des}} \times r}{f E - 0,6 P_{\text{des}}} + c \\
 &= \frac{0,74 \times 53,22}{(12650 \times 0,9) - 0,444561} + 0,125 \\
 &= 0,13 \text{ in}
 \end{aligned}$$

<i><b>Resume Reactor</b></i>	
<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat	= R-110
Fungsi	= Mereaksikan Toluena dengan Udara, Katalis, dan Recycle
Tipe Reaktor	= <i>Cylindrical - Torispherical Roof - Torispherical Bottom Tank</i>
Jumlah Tangki	= 1 (Satu)
Bahan	
Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Tekana Operasi	= 15 atm
Tekanan Desain	= 18,005 atm
Kapasitas Tangki	= 3,63 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	= 5,87 ft
Diameter Tangki	
Diameter dalam	= 2,44 in
Diameter luar	= 1,22 in
Tebal <i>shell</i>	= 5/16 in
Tinggi <i>head</i> tangki	= 1,63 ft
Tebal <i>head</i> tangki	= 1/4 in
Diameter jaket	
Diameter dalam	= 106 in
Diameter luar	= 107 in
Tebal jaket	= 0,13 in
Jumlah	= 1

## RIWAYAT PENULIS



Sonya Hidayati Setiyono, penulis dilahirkan di Batam pada tanggal 12 Juni 1996. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Al - Istiqomah pada tahun 2002, lulus dari SD Negeri Sukaresmi 06 Cikarang pada tahun 2008, lulus dari SMP Karya Iman pada tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 1 Tuban pada tahun 2014. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 010. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Akademik dan Kesejahteraan Mahasiswa Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2016-2017), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Petrokimia Gresik

Email : [sonyahidayati126@gmail.com](mailto:sonyahidayati126@gmail.com)

## **RIWAYAT PENULIS**



Bunga Citra Diorana, penulis dilahirkan di Sidoarjo pada tanggal 16 Desember 1995. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Trisula pada tahun 2002, lulus dari SDN Pucang III Sidoarjo pada tahun 2008, lulus dari SMP Negeri 1 Sidoarjo pada tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 1 Sidoarjo pada tahun 2014. Setelah lulus SMA penulis diterima di Departemen Teknik Kimia FV-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 050. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa HIMA D3KKIM FV-ITS (2015-2016), Staff Kementrian Kebijakan Publik Badan Eksekutif Mahasiswa ITS (2015-2016), dan Staff Ahli Bidang Sumber Daya Mahasiswa HIMA D3KKIM FV-ITS (2016-2017), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG. Rejo Agung, Madiun.

Email: [bungacitra438@gmail.com](mailto:bungacitra438@gmail.com)



The diagram illustrates the process flow for the production of Benzoin Powder. The process begins with the addition of Toluene to reactor R-110, followed by the addition of Cobalt. The reaction mixture is then processed through a series of units, including distillation columns D-210 and X-310, and reactors X-320 and X-330. The final product, Bubuk Asam Benzoat, is collected in storage tank F-345 and sent to Waste. The process also includes a recycling loop for Dowtherm A, which is used for heating and cooling throughout the system. The diagram is divided into four vertical sections by grid lines.

Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
41	L-328	<i>Safety Pump</i>	1
40	L-327	<i>Safety Pump</i>	1
39	L-326	<i>Safety Pump</i>	1
38	A-347	Akumulator	1
37	E-346	Kondensor	1
36	F-345	Bin Produk	1
35	B-340	<i>Rotary Drum Dryer</i>	1
34	J-344	<i>Belt Conveyor</i>	1
33	L-343	Pompa	1
32	L-341	Pompa	1
31	H-342	<i>Rotary Vacuum Filter</i>	1
30	L-341	Pompa	1
29	X-330	<i>Crystallizer</i>	1
28	L-321	Pompa	1
27	M-320	Tangki Pencampuran	1
26	F-325	<i>Tohuena Holding Tank</i>	1
25	J-324	<i>Belt Conveyor</i>	1
24	L-323	Pompa	1
23	H-322	<i>Rotary Vacuum Filter</i>	1
22	L-321	Pompa	1
21	X-310	<i>Crystallizer</i>	1
20	E-313	Cooler	1
19	T-312	Header	1
18	L-311	Pompa	1
17	D-210	<i>Flash Tank</i>	1
16	L-217	Pompa	1
15	H-216	Dekanter	1
14	L-215	Pompa	1
13	A-214	Akumulator	1
12	E-213	Kondensor	1
11	E-212	Heater	1
10	L-211	Pompa	1
9	R-110	Reaktor	1
8	E-118	Kondensor	1
7	E-117	Heater	1
6	E-116	Heater	1
5	G-115	Kompresor	1
4	G-114	Blower	1
3	L-113	Pompa	1
2	T-112	Header	1
1	F-111	Tangki Penyimpana Tohuena	1
NO	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH

Diperiksa Oleh : Prof.Dr.Ir. Danawati Hari P., M.Pd.  
NIP. 19510729 198603 2 001

Flowsheet

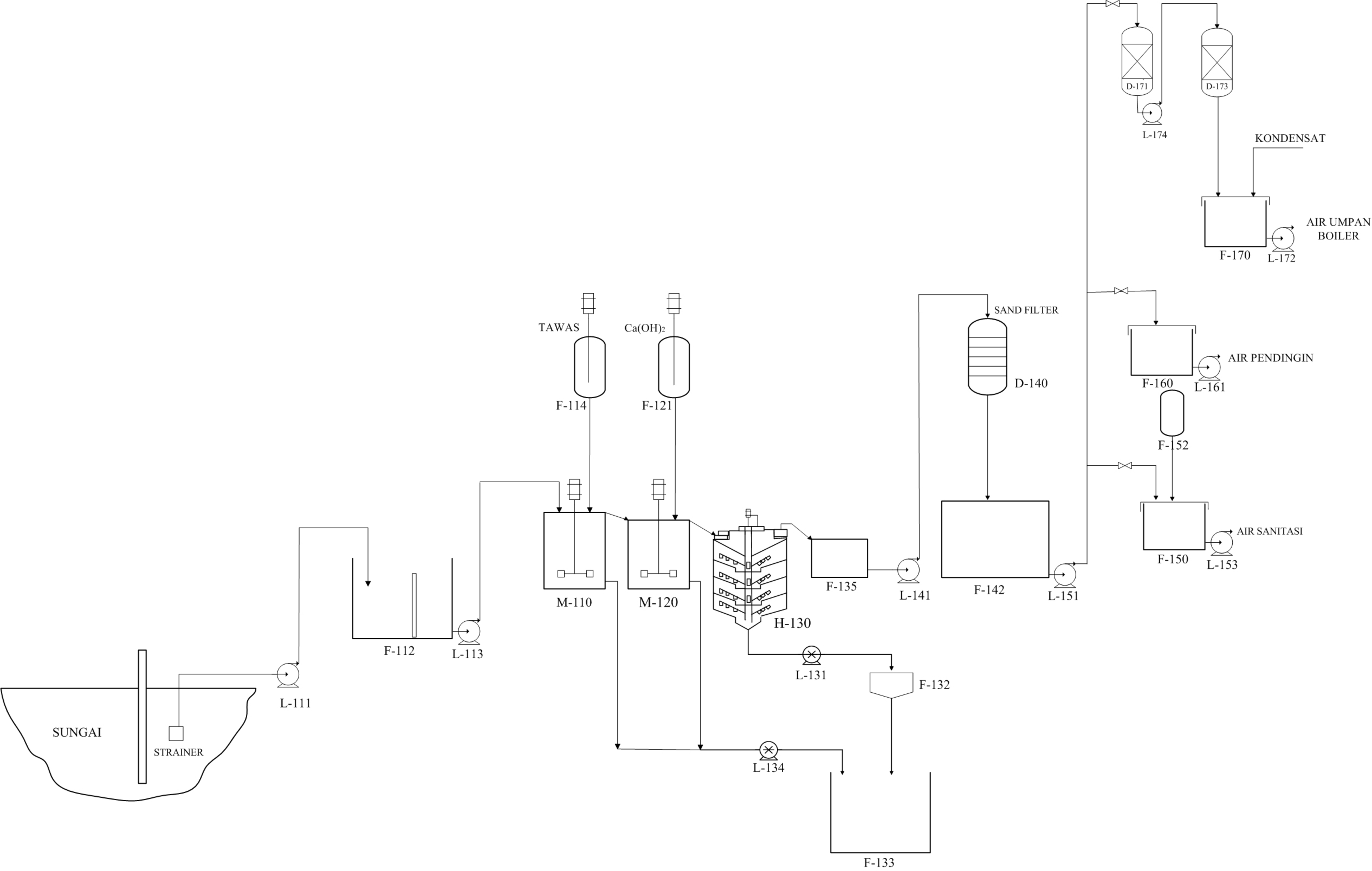
PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DAN UDARA  
DENGAN PROSES OKSIDASI



DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
FAKULTAS VOKASI  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2017

Neraca Massa (kg/hari)																											
Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Komponen																											
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	45611,9	21870,7	67483	0	0	1154,68	53830,11	1154,681	1154,681	0	0	14714,88	39115,23	39115,23	60598	36170,72	1160,828	56880,58	44902,2	23394,32	21695,21	926,78	445882,8	92,678	834,102	5117,352	946,0808
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	22,817	22,639	45,456	0	0	0,9546	44,5014	0,955	0,955	0	0	6,85	37,651	37,651	54,344	54,34	1,54	75,443	46,817	46,817	10,848	1,153	47,494	0,115	1,038	7,671114	5,561279
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0	369,291	369,29	0	0	0	14687,33	0	0	0	0	14202,45	892,224	892,224	14977	39404,1	38977,92	795,468	39716,5	61224,38	0	59999,89	774,739	59999,89	0	5704,077	6543,152
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O	0	919,203	919,2	0	0	0,5757	2877,969	0,576	0,576	0	0	1985,745	484,884	484,884	3914,1	3914,15	96,667	4736,685	1935,072	1935,072	0	0	1928,405	0	0	966,9397	1050,773
Katalis	0	83,494	83,494	0	337,4	0	420,9065	0	0	0	0	405,058	15,849	15,849	580,22	580,22	13,274	650,44	180,262	180,262	0	0	175,162	0	0	130,2516	134,0654
O <sub>2</sub>	0	0	0	37640,3	0	31415,5	0	31415,5	0	0	31415,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	12566,2	13024,21
N <sub>2</sub>	0	0	0	123899	0	123899	0	123899,4	0	0	123899,4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	49559,76	51812,48
H <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	2445,22	0	2445,216	0	2445,216	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	45634,7	23265,3	68900	161540	337,4	158916	71860,81	158916,3	1156,212	2445,216	155314,9	31314,97	40545,84	40545,84	80123,66	80123,53	40250,23	63138,61	86780,85	86780,85	21706,06	60927,83	448808,6	60092,69	835,14	115981,7	126032,4





27	L-174	Pompa	1
26	D-173	Anion Exchanger	1
25	L-172	Pompa Air Umpan Boiler	1
24	D-171	Kation Exchanger	1
23	F-170	Tangki Penampung Air Reboiler	1
22	L-161	Pompa Air Pendingin	1
21	F-160	Tangki Penampung Air Pendingin	1
20	L-153	Pompa Air Sanitasi	1
19	F-152	Tangki Disinfektan	1
18	F-151	Pompa Air Jernih	1
17	F-150	Tangki penampung Air sanitasi	1
16	F-142	Bak Penampung Air Jernih	1
15	L-141	Pompa	1
14	D-140	Sand Filter	1
13	F-135	Tangki Penampung	1
12	L-134	Pompa Tangki Penampung	1
11	F-133	Drying Bed	1
10	F-132	Bak Penampung Lumpur	1
9	F-131	Pompa Feed Drying Bed	1
8	H-130	Clarifier	1
7	F-121	Tangki Penampung Ca(OH) <sub>2</sub>	1
6	M-120	Tangki Flokulasi	1
5	F-114	Tangki Penampung Tawas	1
4	L-113	Pompa	1
3	F-112	Bak Penampung Air Sungai	1
2	L-111	Pompa Air Sungai	1
1	M-110	Tangki Koagulasi	1
No.	Kode	Nama Alat	Jumlah

Digambar Oleh : Sonya Hidayati Setiyono (2314 030 010)  
Bunga Citra Diorana (2314 030 050)

Diperiksa Oleh : Prof.Dr.Ir. Danawati Hari P., M.Pd.  
NIP. 19510729 198603 2 001

Flowsheet  
UTILITAS PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA  
DENGAN PROSES OKSIDASI



DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
FAKULTAS VOKASI  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2017